



TUGAS AKHIR - TL 141584

**STUDI APLIKASI *RISK-BASED INSPECTION* (RBI)
PADA *PROCESS PIPING* PL-117-A 0,75", 2", 3", DAN
4" DENGAN METODE API 581 *BASE RESOURCE*
DOCUMENT DI INDUSTRI MINYAK DAN GAS**

ERIC PRASETYO
NRP. 2711 100 118

Dosen Pembimbing
Prof. Dr. Ir. Sulistijono, DEA

JURUSAN TEKNIK MATERIAL DAN METALURGI
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya
2015

(Halaman ini sengaja dikosongkan)



FINAL PROJECT - TL 141584

**RESEARCH OF APPLICATION RISK-BASED
INSPECTION (RBI) ON PROCESS PIPING PL-117-A
0,75", 2", 3", AND 4" WITH API 581 BASE
RESOURCE DOCUMENT METHOD IN OIL AND
GAS INDUSTRY**

ERIC PRASETYO
NRP. 2711 100 118

Advisor
Prof. Dr. Ir. Sulistijono, DEA

DEPARTMENT OF MATERIAL AND METALLURGICAL
ENGINEERING
Faculty Of Industrial Technology
Sepuluh Nopember Institute of Technology
Surabaya
2015

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

**STUDI APLIKASI *RISK-BASED INSPECTION* PADA
PROCESS PIPING PL-117-A 0,75", 2", 3", DAN 4"
DENGAN METODE API 581 *BASE RESOURCE*
DOCUMENT DI INDUSTRI MINYAK DAN GAS**

TUGAS AKHIR

Diajukan Guna Memenuhi Salah Satu Syarat Untuk Memperoleh
Gelara Sarjana Teknik
Pada
Bidang Studi Korosi Dan Kegagalan Material
Jurusan Teknik Material Dan Metalurgi
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya

Oleh :
ERIC PRASETYO
NRP. 2711 100 118

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir:

Prof. Dr. Ir. Sulistijono, DEA.  (Pembimbing)



SURABAYA

2015

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

**STUDI APLIKASI *RISK-BASED INSPECTION* (RBI) PADA
PROCESS PIPING PL-117-A 0,75", 2", 3", DAN 4"
DENGAN METODE API 581 *BASE RESOURCE
DOCUMENT* DI INDUSTRI MINYAK DAN GAS**

Nama Mahasiswa : Eric Prasetyo
NRP : 2711 100 118
Jurusan : Teknik Material dan Metalurgi
Dosen Pembimbing : Prof. Dr. Ir. Sulistijono, DEA

Abstrak

Risk-Based Inspection (RBI) atau inspeksi berbasis risiko merupakan metode yang digunakan untuk membuat jadwal inspeksi berdasarkan tingkat risiko yang dimiliki oleh suatu komponen pada suatu sistem. Objek pada penelitian ini ialah *process piping* PL-117-A 0,75", 2", 3", dan 4". *Process piping* PL-117-A 0,75", 2", 3", dan 4" merupakan *oil outlet* dari sebuah *production separator*, yang memiliki tekanan dan temperatur yang tidak sama dengan lingkungan di luar pipa. Oleh karena itu, tentunya *process piping* tersebut memiliki risiko untuk terjadi kegagalan. Agar dapat meminimalisir terjadinya kegagalan, maka harus dilakukan inspeksi yang sesuai dengan risiko pada *process piping* tersebut. Dengan menggunakan dasaran API 581 *Base Resource Document*, selanjutnya akan ditentukan tingkat risiko, metode, dan penjadwalan inspeksi dari *process piping* PL-117-A 0,75", 2", 3", dan 4". Analisis yang dilakukan menggunakan metode semi-kuantitatif pada *appendix B* API 581 *Base Resource Document*. Sehingga hasil yang diperoleh ialah pipa dengan diameter 0,75", 2", dan 3" memiliki tingkat risiko yang rendah, serta tidak perlu dilakukan inspeksi selanjutnya, tetapi dilakukan reparasi. Sementara untuk pipa dengan diameter 4" memiliki tingkat risiko sedang, dan harus segera dilakukan reparasi karena ketebalan aktual pipa lebih rendah dari ketebalan pipa yang diperbolehkan.

Kata Kunci : RBI; *Process Piping*; API 581 *Base Resource Document*; Analisis Semi-Kuantitatif

RESEARCH OF APPLICATION RISK-BASED INSPECTION (RBI) ON PROCESS PIPING PL-117-A 0,75", 2", 3", AND 4" WITH API 581 BASE RESOURCE DOCUMENT METHOD IN OIL AND GAS INDUSTRY

Student Name : Eric Prasetyo
Student ID : 2711 100 118
Department : Materials and Metallurgical Engineering
Advisor : Prof. Dr. Ir. Sulistijono, DEA

Abstract

Risk-Based Inspection (RBI) is the method used to make the inspection schedule based on the level of risk that is owned by a component in a system. The object of this research is process piping PL-117-A 0.75 ", 2", 3 ", and 4". Process piping PL-117-A 0.75 ", 2", 3 ", and 4" is an oil outlet of a production separator, which has a pressure and temperature are not the same with the environment outside of the pipe. Therefore, the process piping have risk for failure occurs. In order to minimize the occurrence of failure, it must be inspected in accordance with the risk in the process piping. By using reference from API 581 Base Resource Document, next it will be determined level of risk, methods, and scheduling inspections of process piping PL-117-A 0,75 ", 2", 3 ", and 4". The analysis was performed using a semi-quantitative method in appendix B of API 581 Base Resource Document. Thus, the results obtained were pipes with a diameter of 0.75", 2", and 3" has a low level of risk, and do not need further inspection, but do repairs. While for the pipe with a diameter of 4 " has a medium level of risk, and should be done immediately repair because the actual thickness of the pipe is lower than the required thickness of the pipe.

Keywords: RBI; Process Piping; API 581 Base Resource Document; Semi-Quantitative Analysis

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis panjatkan kepada Tuhan Yang Maha Esa yang telah melimpahkan rahmat dan karunia-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan laporan tugas akhir yang berjudul :

“STUDI APLIKASI *RISK-BASED INSPECTION (RBI)* PADA *PROCESS PIPING* PL-117-A 0,75”, 2”, 3”, DAN 4” DENGAN METODE API 581 *BASE RESOURCE DOCUMENT* DI INDUSTRI MINYAK DAN GAS”

Selama proses penulisan laporan tugas akhir ini dapat terselesaikan karena adanya bantuan dan dukungan dari berbagai pihak. Untuk itu penulis ingin menyampaikan ucapan terima kasih kepada :

1. Orang tua dan keluarga penulis yang telah mendukung penulis dalam berbagai aspek selama penulis melaksanakan tugas akhir.
2. Bapak Prof. Dr. Ir. Sulistijono, DEA selaku dosen pembimbing.
3. Bapak Ir. Muchtar Karokaro, M.Sc., Bapak Tubagus N.R., ST., M.SC., dan Bapak Ir. Rochman Rochiem, M.Sc., selaku dosen penguji.
4. Bapak Sungging Pintowantoro, S.T., M.T., Ph.D. selaku Ketua Jurusan Teknik Material dan Metalurgi FTI-ITS.
5. Segenap dosen Jurusan Teknik Material dan Metalurgi FTI-ITS.
6. Seluruh staf dan karyawan Jurusan Teknik Material dan Metalurgi FTI-ITS yang telah membantu selama proses penulisan.
7. Bapak Haryo Rahmadhani , Mas Andika dan Mas Diwandaru yang selalu memberi dukungan dan pengetahuan kepada penulis dalam menyelesaikan tugas akhir.

8. Ricky Reynaldo, Frisky Ronald, Ajeng Citra, Hyacintha Putri, Steffani, dan Helena Susanti sebagai sahabat yang selalu memberi dukungan serta motivasi kepada penulis.
9. Ade, Bakti, Denta, Hafiz, Agis, dan Ori selaku pendukung setia penulis.
10. Mas Riki Akbar MT10, Mbak Kadek MT10, Bang Folo MT10, Bang James MT11 dan Mas Khristian Candra Luckyta MT11 selaku senior-senior yang telah memberikan semangat dan pengetahuan dalam melaksanakan tugas akhir ini.
11. Dulur-dulur MT13 Jurusan Teknik Material dan Metalurgi FTI-ITS dan seluruh anggota HMMT FTI-ITS yang telah memberikan dukungan kepada penulis selama menyelesaikan tugas akhir.
12. Serta seluruh pihak yang turut andil dalam penyelesaian tugas akhir ini.

Penulis berharap tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi seluruh pihak yang membaca. Penulis juga menyadari masih terdapat banyak kekurangan dalam penulisan tugas akhir ini, sehingga penulis sangat menerima kritik dan saran dari para pembaca yang dapat membangun demi kesempurnaan tugas akhir ini.

Surabaya, Januari 2015

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
TITLE	iii
LEMBAR PENGESAHAN.....	v
ABSTRAK	vii
ABSTRACT	ix
KATA PENGANTAR.....	xi
DAFTAR ISI	xiii
DAFTAR GAMBAR.....	xvii
DAFTAR TABEL	xix
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Rumusan Masalah.....	2
1.3 Batasan Masalah	2
1.4 Tujuan Penelitian	2
1.5 Manfaat Penelitian	3
BAB II TINJAUAN PUSTAKA	5
2.1 Penelitian Sebelumnya	5
2.2 Perpipaan.....	6
2.2.1 Standard dan Kode Perpiaan.....	6
2.2.2 Material Pipa.....	7
2.2.3 Komponen Perpipaan	8
2.3 Definisi Korosi	11

2.4 Prinsip Korosi	12
2.5 Jenis-Jenis Korosi	15
2.5.1 Korosi Merata	15
2.5.2 Korosi Galvanik	16
2.5.3 Korosi Celah	16
2.5.4 Korosi Sumuran	17
2.5.5 Korosi Intergranular	18
2.5.6 Korosi Selektif	19
2.5.7 Korosi Erosi	21
2.5.8 <i>Stress Corrosion Cracking</i>	22
2.5.9 Korosi Mikrobiologi	22
2.6 Korosi Internal	23
2.6.1 <i>Top-of-the-line corrosion</i>	23
2.6.2 Korosi CO ₂	24
2.6.3 Korosi H ₂ S	24
2.6.4 Korosi SRB	25
2.6.5 Korosi Oksigen	25
2.7 Pengendalian Korosi	26
2.8 Risiko	29
2.9 Penilaian Risiko	30
2.10 Analisis Risiko	31
2.11 Evaluasi Risiko	33
2.12 Risk-Based Inspection (RBI)	34
2.12.1 Metode RBI	34

2.12.2 <i>Consequence of Failure (COF)</i>	35
2.12.3 <i>Likelihood/Probability of Failure (PoF)</i>	36
2.13 Inspeksi.....	37
BAB III METODOLOGI PENELITIAN	39
3.1 Diagram Alir.....	39
3.2 Prosedur Penelitian	40
3.2.1 Studi Literatur	40
3.2.2 Pengumpulan Data dan Informasi	40
3.2.3 Evaluasi <i>Existing Inspection</i>	41
3.2.4 Identifikasi <i>Damage Mechanism</i>	43
3.2.5 Penentuan <i>Damage Factor</i>	44
3.2.6 Perhitungan PoF dan CoF	44
3.2.7 Tingkat Resiko	44
3.2.8 Resiko Diterima	44
3.2.9 Metode & Penjadwalan Inspeksi.....	44
3.2.10 Kesimpulan	45
BAB IV ANALISIS DATA DAN PEMBAHASAN	47
4.1 Data Umum	47
4.2. Analisis Risk-Based Inspection (RBI) Semi Kuantitatif	49
4.2.1. Bagian A : Perhitungan Laju Kebocoran.....	49
4.2.2 Bagian B : Analisis Kegagalan	53
4.2.3 Bagian C : Analisis konsekuensi kebakaran dan keracunan	57
4.2.3.1 Bagian C1 : Analisis konsekuensi kebakaran	57

4.2.3.2 Bagian C2 : Analisis konsekuensi keracunan	60
4.2.4 Bagian D : Perhitungan Risiko	60
4.3 Inspeksi	64
4.3.1 Metode Inspeksi	64
4.3.2 Jadwal Inspeksi	64
BAB V KESIMPULAN DAN SARAN	67
5.1 Kesimpulan.....	67
5.2 Saran	67
DAFTAR PUSTAKA	
LAMPIRAN	

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 Jenis <i>Fitting</i> , (a) 90°,60°,45°,dan 22 ¹ / ₂ °; (b) 90° <i>sweep</i> ; (c) <i>sanitary wye</i> ; (d) <i>standard tee</i> ; (e) <i>elbow</i>	9
Gambar 2.2 <i>Flange</i>	10
Gambar 2.3 <i>Gate Valve</i>	11
Gambar 2.4 Proses Reaksi Korosi Pada Logam Besi	14
Gambar 2.5 Jenis-Jenis Korosi Sumuran	17
Gambar 3.1 Diagram Alir Penelitian	39
Gambar 4.1 <i>Process Piping</i> PL-117-A 0,75", 2", 3", dan 4"	47
Gambar 4.2 Matriks Risiko	63

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1 Contoh korosi selektif pada logam	20
Tabel 2.2 Kategori Konsekuensi Area	36
Tabel 2.3 Konversi <i>Technical Module Subfactor</i>	37
Tabel 3.1 Tingkat Efektifitas Inspeksi	42
Tabel 3.2 Jenis Kerusakan.....	43
Tabel 3.3 Metode Inspeksi	45
Tabel 4.1 Data Desain Pipa	48
Tabel 4.2 Data Operasi Pipa.....	48
Tabel 4.3 Data Inspeksi Pipa	49
Tabel 4.4 Durasi Kebocoran Berdasarkan Sistem Deteksi dan Isolasi	51
Tabel 4.5 Laju Kebocoran Pipa	52
Tabel 4.6 Durasi Kebocoran.....	52
Tabel 4.7 Tipe Kebocoran.....	53
Tabel 4.8 Identifikasi Mekanisme Kerusakan Pada Pipa	54
Tabel 4.9 Data Umum Untuk Analisis <i>Thining</i>	54
Tabel 4.10 Nilai $a.r/t$ Pipa	55
Tabel 4.11 Nilai <i>Thinning</i> TMSF Pipa.....	56
Tabel 4.12 Nilai TMSF <i>Corrected</i> Pipa	56
Tabel 4.13 Nilai Peluang Kegagalan Pipa.....	57
Tabel 4.14 Laju Kebocoran berdasarkan Sistem Mitigasi	58
Tabel 4.15 Luas Area Konsekuensi dari Kerusakan Pipa	58

Tabel 4.16 Luas Area Potensial Konsekuensi	59
Tabel 4.17 Luas Baru Area Konsekuensi dari Kerusakan Pipa .	59
Tabel 4.18 Luas Baru Area Potensial Konsekuensi.....	60
Tabel 4.19 Nilai Generic Frequencies.....	61
Tabel 4.20 Nilai Fraksi Kontribusi	61
Tabel 4.21 Nilai Konsekuensi Area Kebakaran	62
Tabel 4.22 Kategori Konsekuensi.....	62
Tabel 4.23 Tingkat Risiko	63
Tabel 4.24 Sisa Umur Pakai Pipa	65
Tabel 4.25 Interval Inspeksi	66

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Dalam industri, sistem perpipaan digunakan untuk mengalirkan fluida dari suatu proses ke proses lainnya. Pipa yang digunakan dapat berbahan dasar dari kayu, plastik, kaca, baja, alumunium, besi, dan sebagainya. Adapun komponen-komponen yang terdapat pada sistem perpipaan ialah sambungan, katup, serta perangkat lain. Begitupun pada industri minyak dan gas, sistem perpipaan menjadi salah satu bagian yang amat penting. Sistem perpipaan yang mengalirkan fluida (dapat berupa minyak, air, atau gas) dari suatu proses ke proses selanjutnya atau yang dapat disebut dengan *process piping*. Sementara sistem perpipaan yang digunakan untuk mengalirkan fluida dari suatu lokasi ke lokasi lain yang dapat disebut dengan *pipeline*. Pada proses produksi minyak dan gas, *process piping* menjadi salah satu komponen yang memerlukan perhatian khusus, karena menjadi jalur distribusi minyak dan gas yang berasal dari sumur yang kemudian dialirkan dari satu proses ke proses selanjutnya (misalnya dari bak penampungan menuju kompresor) untuk dapat menghasilkan produk minyak dan gas yang dikonsumsi saat ini. *Process piping* beroperasi pada tekanan dan temperatur yang cukup tinggi, sehingga tentunya memiliki ancaman bahaya yang tinggi, yang dapat mengakibatkan kecelakaan dan memiliki dampak yang serius. Seperti pada kasus pipa gas yang meledak di Taiwan Selatan, ledakan tersebut disebabkan oleh kebocoran gas sehingga menyebabkan terjadinya kebakaran hebat. Sehingga dapat disimpulkan bahwa *process piping* memiliki ancaman bahaya yang tinggi, maka dari itu harus ada langkah preventif untuk menghindari kecelakaan. Sekitar tahun 1993 muncul suatu metode yang dapat memperkirakan risiko dan menjadwalkan inspeksi untuk dapat mengurangi risiko dan dampak dari ancaman bahaya dari komponen-komponen yang memiliki ancaman bahaya. Metode tersebut sekarang dikenal dengan inspeksi



berbasis risiko (*Risk-Based Inspection/RBI*). RBI sendiri merupakan metode yang digunakan untuk menentukan rencana atau program inspeksi berdasarkan risiko kegagalan serta akibat / konsekuensi kegagalan suatu komponen. Manfaat yang diperoleh dengan menggunakan metode RBI ialah mengurangi risiko kegagalan, mengetahui besarnya risiko dari suatu komponen yang memiliki ancaman bahaya, menentukan metode inspeksi yang sesuai berdasarkan mekanisme kerusakan yang terjadi, menjadwalkan inspeksi untuk meningkatkan umur pakai dari suatu komponen dan memberikan mitigasi apabila suatu saat terjadi kegagalan. Berdasarkan penjelasan sebelumnya, maka metode RBI harus digunakan pada *process piping* yang memiliki ancaman bahaya yang tinggi. Pada penelitian ini akan dijelaskan mengenai aplikasi metode RBI pada *process piping* dengan menggunakan API 581 *Base Resource Document* sebagai dasar.

1.2 Rumusan Masalah

Berdasarkan latar belakang di atas, maka rumusan masalah pada penelitian ini adalah :

1. Bagaimana menganalisis tingkat risiko pada *process piping* PL-117-A 0,75", 2", 3", dan 4"
2. Bagaimana merancang metode dan penjadwalan inspeksi pada *process piping* PL-117-A 0,75", 2", 3", dan 4"

1.3 Batasan Masalah

Batasan masalah pada penelitian ini adalah:

1. Mengacu pada API 581 *Base Resource Document* dengan menggunakan analisis semi-kuantitatif.
2. Tidak memperhitungkan biaya mitigasi.

1.4 Tujuan Penelitian

Adapun tujuan dari penelitian ini adalah:

1. Memahami analisis tingkat risiko pada *process piping* PL-117-A 0,75", 2", 3", dan 4".



Laporan Tugas Akhir Jurusan Teknik Material dan Metalurgi

2. Merancang metode dan penjadwalan inspeksi pada *process piping* PL-117-A 0,75", 2", 3", dan 4".

1.5 Manfaat Penelitian

Adapun manfaat dari dilaksanakannya penelitian ini adalah :

1. Memberikan pengetahuan mengenai aplikasi dari inspeksi berbasis resiko untuk mengurangi terjadinya kegagalan pada suatu komponen.
2. Meningkatkan pemahaman mengenai risiko ancaman bahaya pada *process piping* PL-117-A 0,75", 2", 3", dan 4" sehingga dapat mengetahui tingkat risiko, metode inspeksi dan penjadwalan inspeksi.
3. Meningkatkan keselamatan bagi para pekerja di area *process piping* PL-117-A 0,75", 2", 3", dan 4" berada.



(Halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Penelitian Sebelumnya

Penelitian mengenai topik *risk-based inspection* sudah pernah dilakukan oleh mahasiswa S1 Jurusan Teknik Material dan Metalurgi FTI-ITS, berikut rangkumannya :

1. STUDI ANALISIS RISIKO PADA PIPELINE OIL DAN GAS DENGAN METODE RISK *ASSESMENT* KENT MUHLBAUER DAN *RISK-BASED INSPECTION* API REKOMENDASI 581. Kesimpulan yang didapatkan dari penelitian ini ialah diperoleh nilai tingkat risiko yang rendah dengan menggunakan *risk assessment* metode Kent, kategori matriks risiko C1 yaitu *medium risk* dengan menggunakan metode API RP 581, distribusi konsekuensi dalam metode *risk assessment* dan *risk-based inspection* adalah sama setiap segmen, perbandingan perhitungan *risk assessment* dan *risk-based inspection* yang dihasilkan menunjukkan nilai risiko yang berbeda, tidak menentukan langkah mitigasi karena sistem pipeline pada zona aman, orientasi pendekatan *risk-based inspection* adalah negatif dengan melihat *probability of failure*, serta orientasi pendekatan pada *risk assesment* model Kent adalah positif dengan melihat *probability of survive* (Sovian, 2011).
2. *ASSESSMENT RISK-BASED INSPECTION* (RBI) PADA STORAGE TANK (31 T 2) DI PERTAMINA RU IV CILACAP. Kesimpulan dari penelitian yang dilakukan ialah tingkat resiko *medium* dan *medium-high risk*, konsekuensi yang terjadi apabila mengalami kebocoran ialah kebakaran karena sifat fluida servis yang mudah terbakar, serta nilai TMSF pada 14 *tag number* sebesar 1, sementara pada bagian *roof* adalah 15 (Wipri, 2011).
3. ANALISIS RISIKO *PRESSURE VESSEL* DENGAN *RISK-BASED INSPECTION* API 581 DAN STUDI



EKPERIMENTAL KARAKTERISTIK KOROSI BAHAN *SHELL PRESSURE VESSEL* PADA MEDIA GAS H_2S DI HESS (INDONESIA-PANGKAH) LTD. Kesimpulan dari penelitian ini adalah 1 buah pressure vessel pada low risk dan 14 buah pressure vessel lainnya pada medium risk, tidak ada langkah mitigasi karena pada zona aman, serta disimpulkan bahwa semakin tinggi kandungan H_2S semakin tinggi pula laju korosi (James, 2013).

2.2 Perpipaan

Salah satu komponen yang paling penting dari infrastruktur di dunia industri adalah perpipaan. Istilah perpipaan umumnya mengacu pada jaringan pipa yang mengangkut air, limbah, uap, gas, dan cairan hidrokarbon dari sumber (misalnya waduk, sumur minyak dan gas, dll) ke pusat distribusi lokal. Jaringan pipa yang mendistribusikan suatu produk dari satu tempat ke tempat lain disebut dengan pipelines. Sementara, istilah *process piping* umumnya mengacu pada sistem perpipaan yang mengalirkan cairan yang sedang di proses (misalnya air, udara, uap, gas, minyak, dll) dari suatu proses ke proses selanjutnya.

2.2.1 Standard dan Kode Perpipaan

Pada dunia industri akan ditemui begitu banyak jenis pipa, begitupula dengan kode dan standard yang digunakan pada masing-masing industri. Berikut merupakan standard dan kode yang digunakan saat ini :

1. *American Gas Association (AGA)*
2. *American National Standards Institute (ANSI)*
3. *American Petroleum Institute (API)*
4. *American Society of Heating, Refrigerating, and, Air Conditioning Engineers (ASHRAE)*
5. *American Society of Plumbing Engineers (ASPE)*
6. *American Society of Testing and Materials (ASTM)*
7. *American Society of Mechanical Engineers (ASME)*



Laporan Tugas Akhir Jurusan Teknik Material dan Metalurgi

8. *American Society of Sanitary Engineers (ASSE)*
9. *American Water Works Association (AWWA)*
10. *American Welding Society (AWS)*
11. *Compressed Gas Association (CGA)*
12. *Current Good Manufacturing Practice (cGMP)*
13. *Code of Federal Regulations (CFR)*
14. *Environmental Protection Agency (EPA)*
15. *Food and Drug Administration (FDA)*
16. *ISO 9000*
17. *Occupational Safety and Health Administration (OSHA)*
18. *Model Regional Building Codes*
19. *Manufacturers Standardization of The Valve and Fittings Industry (MSS)*
20. *National Fire Protection Association (NFPA)*
21. *National Institutes of Health (NIH)*
22. *National Oceanic and Atmospheric Administration (NOAA)*
23. *Nuclear Regulatory Commission (NRC)*
24. *National Sanitation Foundation, International (NSF)*
25. *Underwriters Laboratories (UL)*
26. *3-A Standards*

Seperti yang tertera di atas, terdapat 26 standard dan kode perpipaan yang ada saat ini. Standard dan kode perpipaan ini tentunya memiliki fungsi masing-masing dalam aplikasinya pada industri (*Facility Piping Systems Handbook*, 2002).

2.2.2 Material Pipa

Selain kode dan standard perpipaan, yang harus diketahui juga ialah material yang digunakan untuk pembuatan pipa, khususnya pipa yang berbahan dasar logam, antara lain (*Facility Piping Systems Handbook*, 2002) :

1. Besi cor
2. Tembaga



3. Baja Karbon
4. Baja Tahan Karat
5. Kuningan
6. Besi cor tahan asam

2.2.3 Komponen Perpipaan

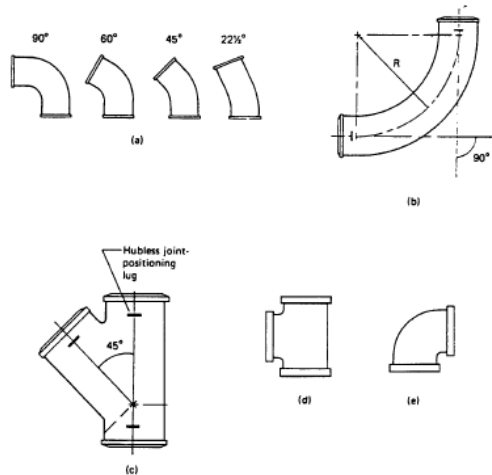
Sistem perpipaan berasal dari komponen perpipaan yang disusun sedemikian rupa sehingga menjadi suatu rangkaian perpipaan. Masing-masing dari komponen penyusun memiliki fungsi tersendiri. Berikut merupakan penjelasan dari komponen - komponen penyusun sistem perpipaan :

1. *Fitting*

Fitting digunakan dalam sistem perpipaan untuk menghubungkan pipa secara langsung, beradaptasi dengan berbagai ukuran dan bentuk pipa, maupun untuk tujuan lain, seperti mengatur atau mengukur aliran fluida. *Fitting* merupakan bagian penting pada suatu sistem perpipaan (wikipedia).

Adapun jenis-jenis *fitting* yang saat ini digunakan, yaitu (Gambar 2.1):

- a) *Elbow*
- b) *Tee*, *Wye* dan *Cross*
- c) *Coupling* dan *Union*
- d) *Caps* dan *Plugs*
- e) *Fitting* Kompresi

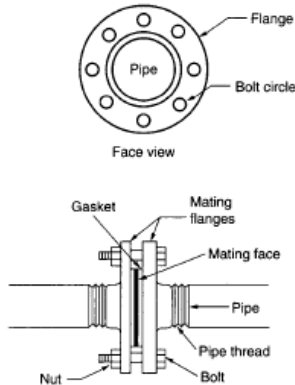


Gambar 2.1 Jenis *Fitting*, (a) 90°, 60°, 45°, dan 22½°; (b) 90° sweep; (c) sanitary wye; (d) standard tee; (e) elbow (*Facility Piping Systems Handbook*, 2002)

2. *Flange*

Sebuah *flange* pipa berupa seperti piringan disk, atau cincin yang melekat pada pipa dengan tujuan menaikkan kekuatan, sebagai penghalang *pipeline*, dan mengimplementasikan komponen lain. *Flange* pipa biasanya dilas atau dipasang pada ujung pipa dan terhubung dengan menggunakan baut. *Flange* pipa digunakan sesuai dengan dimensi pada aplikasinya, berikut merupakan beberapa jenis *flange* (Gambar 2.2) :

- a) *Welding Neck Flange*
- b) *Slip On Flange*
- c) *Lap Joint Flange*
- d) *Socket Weld Flange*
- e) *Threaded Flange*
- f) *Blind Flange*



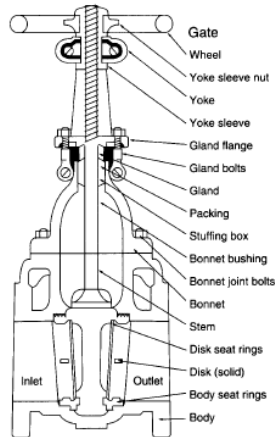
Gambar 2.2 *Flange* (*Facility Piping Systems Handbook*, 2002)

3. *Valve*

Katup hanyalah sebuah perangkat yang mengarahkan atau mengatur aliran dengan membuka, menutup atau sebagian menghalangi lorong-lorong. Katup adalah instrumental dalam segala hal dari memompa sabun dari dispenser untuk memulai jet.

Anda tidak bisa menjadi ahli pipa tanpa katup industri dan ahli pas, juga. Tanpa katup, tidak akan ada kontrol aliran pipa Anda. Berikut adalah beberapa jenis katup dan aplikasi mereka. Berikut beberapa jenis katup yang sering digunakan :

- a) *Gate Valve* (Gambar 2.3)
- b) *Globe Valve*
- c) *Needle Valve*
- d) *Butterfly Valve*
- e) *Check Valve*
- f) *Safety Valve*



Gambar 2.3 *Gate Valve (Facility Piping Systems Handbook, 2002)*

4. Gasket

Gasket pipa (atau dikenal sebagai *gasket flange*) yang dibuat dari berbagai bahan seperti karet, non-asbes dan grafit. Gasket dapat dibeli baik sebagai penuh Dihadapkan (dengan lubang baut) atau batin Bolt Circle (IBC, jenis dering atau timbul wajah).

2.3 Definisi Korosi

Korosi merupakan kerusakan material yang disebabkan oleh pengaruh lingkungannya. Proses korosi yang terjadi disamping oleh reaksi kimia juga diakibatkan oleh proses elektrokimia. Lingkungan yang berpengaruh dapat berupa lingkungan asam, embun, air tawar, air laut, air danau, air sungai, dan air tanah (chamberlain, 1991).

Korosi adalah suatu pokok bahasan yang menyangkut berbagai disiplin ilmu seperti : fisika, kimia, metalurgi, elektrokimia, perekayasa dan termodinamika. Sementara menurut KBBI, korosi ialah (1) proses, perubahan, atau kerusakan yang disebabkan oleh reaksi kimia (2) proses kimia atau elektrokimia yang kompleks yang merusak logam melalui reaksi



dengan lingkungannya (3)erosi kimia oleh oksigen (O_2) di udara yang menimbulkan batuan yang mengandung besi berkarat. Korosi juga dapat didefinisikan sebagai kerusakan atau degradasi logam akibat reaksi redoks antara suatu logam dengan berbagai zat di lingkungannya yang menghasilkan senyawa-senyawa yang tidak dikehendaki.

Menurut reaksinya korosi dibedakan menjadi dua bagian, yakni :

a. Reaksi Kimia

Korosi terjadi pada temperatur tinggi dan dalam keadaan kering, yaitu keadaan dimana tidak terdapat uap air. Macam dari korosi temperatur tinggi ialah : oksidasi, nitridasi, karburasi, dan sulfidasi.

b. Reaksi Elektrokimia

Korosi yang terjadi akibat adanya arus listrik, dan adanya reaksi redoks. Korosi ini dapat terjadi pada temperatur rendah pada keadaan basah, dimana masih terdapat uap air.

Reaksi korosi secara umum dapat dituliskan sebagai berikut :



Dari persamaan di atas maka dapat dimengerti bahwa material akan terurai menjadi ionnya dan terlarut dalam lingkungan sekitarnya (elektrolit). Korosi dapat terjadi karena adanya hubungan reaksi antara material dan lingkungannya. Material dapat berupa logam ataupun nonlogam seperti keramik, karet, plastik, dan lainnya. Lingkungan dapat berupa kelembapan udara, asam atau basa, gas, temperatur, dan lain- lain.

2.4 Prinsip Korosi



Laporan Tugas Akhir Jurusan Teknik Material dan Metalurgi

Proses korosi akan terus berlangsung dan tidak akan pernah berhenti. Korosi yang terjadi di lingkungan sekitar pada umumnya ialah reaksi elektrokimia, yang berlangsung pada temperatur rendah dimana masih terdapat uap air. Reaksi elektrokimia dapat terjadi apabila ada arus (arus listrik dan elektron) yang mengalir. Adapun hal-hal yang harus ada dan diperhatikan dalam reaksi elektrokimia :

a. Anoda

Anoda merupakan tempat dimana terjadinya reaksi oksidasi. Reaksi oksidasi di anoda berlangsung dengan terbentuknya ion-ion logam dan terlepasnya elektron (ion^-) dan dialirkan ke katoda melalui kontak metalik, sementara arus listrik mengalir dari katoda menuju anoda melalui elektrolit. Saat elektron terlepas, maka agar tidak kelebihan muatan positif, proton (ion^+) juga ikut terlepas dari anoda. Ion positif kemudian bereaksi dengan ion negatif dari elektrolit, yang kemudian membentuk endapan yang melekat di anoda sebagai karat atau mengendap di elektrolit. Sehingga anoda akan berkurang massanya.

b. Katoda

Pada katoda terjadi reaksi reduksi, dimana katoda menerima elektron yang berasal dari anoda dan terjadi reaksi katodik, dimana elektron akan berada dipermukaan katode dan bereaksi dengan ion positif dari elektrolit. Sehingga katoda menjadi terproteksi.

c. Elektrolit

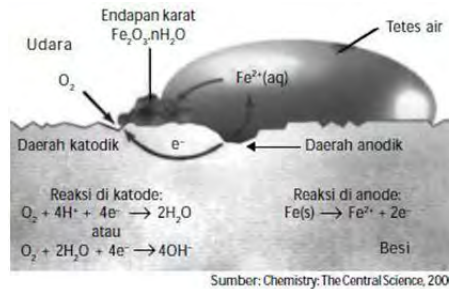
Elektrolit berfungsi sebagai media penghantar arus listrik. Elektrolit pada reaksi korosi sangat dipengaruhi oleh lingkungan, yang pada akhirnya akan berpengaruh pada laju korosi.

d. Kontak Metalik



Dalam reaksi elektrokimia harus terjadi kontak metalik yang berfungsi menjadi media penghantar elektron yang mengalir dari anoda ke katoda.

Berikut gambar yang menjelaskan mengenai proses terjadinya korosi pada logam besi (Gambar 2.4) :

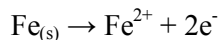


Gambar 2.4 Proses Reaksi Korosi Pada Logam Besi (*The Central Science*, 2000)

Pada material logam, reaksi korosi yang terjadi ialah reaksi elektrokimia, yakni reaksi kimia dimana adanya perpindahan elektron. Atom logam biasanya bereaksi dengan memberikan elektron yang disebut dengan reaksi oksidasi. Misanya logam M yang memiliki valensi n (n atau elektron valensi) akan mengalami reaksi :



Dimana M menjadi ion bermuatan positif dan dalam proses kehilangan elektron valensi. Berikut adalah reaksi oksidasi pada logam :



Bagian reaksi yang teroksidasi disebut anoda, reaksi oksidasi dapat disebut juga reaksi anodik. Sementara

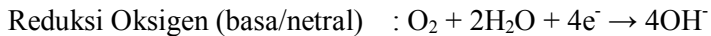


Laporan Tugas Akhir Jurusan Teknik Material dan Metalurgi

kebalikan dari reaksi anodik ialah reaksi katodik atau dapat disebut juga sebagai reaksi proteksi, bagian yang mengalami reaksi katodik adalah katoda, berikut rumusnya :



Sementara reaksi katodik pada logam besi ialah sebagai berikut :



Dari reaksi pada gambar di atas maka akan didapatkan produk korosi yaitu karat. Logam besi yang mengalami korosi membentuk karat dengan rumus $Fe_2O_3.nH_2O$.

2.5 Jenis-Jenis Korosi

Peristiwa korosi amat sering dijumpai dalam kehidupan sehari-hari. Maka dari itu harus diketahui jenis-jenis korosi yang terjadi agar dapat mengetahui penyebab terjadinya korosi tersebut, agar nantinya dapat diatasi. Berikut jenis-jenis korosi yang pada umumnya terjadi :

2.5.1 Korosi Merata

Korosi Merata merupakan salah satu bentuk korosi elektrokimia yang terjadi pada hampir seluruh permukaan suatu material. Biasanya terjadi pada permukaan yang terekspos dan akan menghasilkan kerak atau deposit. Dalam skala mikroskopik, reaksi oksidasi terjadi secara acak pada permukaan. Sebagai contoh ialah karat yang umum terjadi pada permukaan baja dan besi. Korosi ini merupakan bentuk korosi yang paling mudah diprediksi.



2.5.2 Korosi Galvanik

Korosi galvanik terjadi ketika dua logam yang memiliki komposisi berbeda, mengalami kontak atau bersentuhan dalam suatu larutan elektrolit. Elektrolit dapat berupa larutan air garam, asam atau basa. Proses korosi ini melibatkan reaksi elektrokimia oksidasi-reduksi (redoks). Kedua logam yang berada dalam larutan elektrolit akan membentuk sebuah sel galvanik. Logam yang mempunyai nilai potensial elektroda lebih rendah akan mengalami reaksi anodik atau oksidasi, sementara logam yang mempunyai nilai potensial elektroda lebih tinggi akan mengalami reaksi katodik atau reduksi pada permukaannya. Sehingga logam yang mengalami reaksi anodik akan terkorosi, sedangkan logam yang mengalami reaksi katodik akan terproteksi. Salah satu cara yang dapat digunakan untuk mengendalikan korosi galvanik ialah dengan metode proteksi katodik.

2.5.3 Korosi Celah

Korosi celah merupakan salah satu jenis korosi lokal yang menyerang pada celah-celah yang umumnya terjadi karena adanya jebakan air atau elektrolit di antara celah sambungandan retakan. Jebakan air juga dapat terjadi di bawah deposit pasir, debu, scale dan produk korosi serta seal fleksibel, berpori atau berserat seperti kayu, plastik, karet, semen, asbes, kain, dan lain-lain.

Tahap-tahap terjadinya korosi celah :

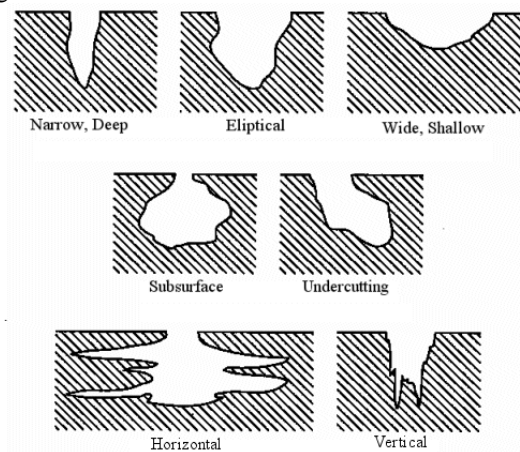
- a) Terjadi reaksi korosi merata.
- b) Pada daerah celah tempat jebakan air, terjadi penipisan kadar oksigen sehingga pembentukan OH⁻ terhambat. Akibatnya terjadi kekurangan ion negatif.
- c) Ion negatif dari luar celah, misal ion Cl⁻ berdifusi masuk ke dalam celah untuk menyeimbangkan muatan.
- d) Ion M⁺ terhidrolisis sehingga menyebabkan penurunan pH di dalam celah.



- e) Penurunan pH menyebabkan reaksi korosi semakin parah.
- f) Korosi celah ini bersifat autokatalitik artinya begitu reaksi awal terjadi, sel – sel tidak lagi bergantung pada keadaan luar.

2.5.4 Korosi Sumuran

Korosi sumuran merupakan korosi setempat yang menyerang logam dengan penetrasi yang cepat pada luas permukaan yang sempit. Bentuk sumuran atau pit yang terjadi akibat korosi ini bervariasi yaitu bentuk dengan sumuran dalam atau narrow, sumuran dangkal atau shallow/wide, sumuran undercut, subsurface seperti gambar ditunjukkan dalam gambar 2.5 di bawah :



Gambar 2.5 Jenis-Jenis Korosi Sumuran (tsffarmasiunsoed, 2012)

Serangan korosi ini lebih berbahaya dibanding dengan serangan akibat korosi merata. Korosi jenis ini sulit diprediksi sehingga tingkat kerusakan yang terjadi sulit ditentukan. Korosi ini sulit diketahui awal terjadinya, karena berlangsung dalam waktu yang relatif singkat. Korosi sumuran menghasilkan lubang-lubang kecil pada logam ke arah dalam



dan umumnya searah dengan gravitasi. Hal ini disebabkan adanya mekanisme autokalitik yang menghasilkan larutan yang pekat dan berat. Larutan ini tinggal dalam sumuran dan menjadi sarana terjadinya serangan korosi selanjutnya.

2.5.5 Korosi Intergranular

Sebagian besar paduan logam rentan terserang korosi batas butir ketika dihadapkan pada lingkungan agresif. Hal ini disebabkan batas butir merupakan tempat pengendapan (*precipitation*) dan pemisahan (*segregation*), dimana membuat mereka secara fisik dan kimia berbeda dengan butirnya. Presipitasi dan segregasi terjadi oleh adanya migrasi impuriti atau unsur pepadu (*alloying element*) menuju batas butir. Apabila kadar unsur tersebut cukup besar, maka akan terbentuk fasa yang berbeda dengan yang ada di bulk. Misalnya fasa intermetalik Mg_5Al_8 dan $MgZn_2$ pada paduan aluminium dan Fe_4N pada paduan besi.

Pada paduan nikel dan austenitic stainless steel, kromium sengaja ditambahkan untuk memberikan sifat ketahanan korosi. Sekitar minimal 12% kromium dibutuhkan untuk membentuk lapisan pasif yang tidak nampak pada permukaan stainless steel. Lapisan ini berfungsi untuk melindungi logam dari lingkungan korosif. Apabila stainless steel mengalami pemanasan pada 550-850 °C (misalnya selama produksi, fabrikasi, perlakuan panas, dan pengelasan), maka kromium karbida (terutama $Cr_{23}C_6$) akan tumbuh dan mengendap pada batas butir saat terjadi pendinginan. Sebagai konsekuensinya, wilayah yang berdekatan dengan batas butir akan kekurangan kromium. Daerah yang kekurangan kromium itu menjadi lebih rentan terserang korosi dalam lingkungan agresif dibandingkan daerah yang jauh dari batas butir.

Pengendapan atas beberapa karbida sering disebut sebagai “sensitisasi”. Sensitisasi merupakan penyebab terjadinya serangan korosi batas butir. Sensitisasi terjadi saat pendinginan perlahan dari suhu 550-850 °C.



Laporan Tugas Akhir Jurusan Teknik Material dan Metalurgi

Sensitisasi pada *stainless steel*/baja tahan karat dapat dicegah dengan cara :

- ✓ pemanasan di atas 1000 °C kemudian dilakukan pendinginan secara cepat di dalam air. Akibatnya kromium karbida akan larut ke dalam butiran dan tidak sempat terjadi presipitasi. Metode ini dikenal dengan *solution treatment*.
- ✓ menambahkan titanium, niobium, dan tantalum. Ketika unsur tersebut akan membentuk titanium karbida, niobium karbida dan tantalum karbida yang lebih stabil daripada kromium karbida. Baja yang mengandung unsur-unsur penstabil ini disebut *stabilized steel* (menurunkan kadar karbon di bawah 0,02%).

2.5.6 Korosi Selektif

Korosi Selektif adalah suatu bentuk korosi yang terjadi karena pelarutan komponen tertentu dari paduan logam (*alloy*). Pelarutan ini terjadi pada salah satu unsur pepadu atau komponen dari paduan logam yang lebih aktif yang menyebabkan sebagian besar dari pepadu tersebut hilang dari paduannya. Material yang tertinggal telah kehilangan sebagian besar kekuatan fisiknya (karena berpori-pori). *Selective leaching* (nama lain dari korosi selektif) bisa terjadi dari sepasang paduan logam satu fasa dan juga dua fasa. Dalam paduan dua fasa, fasa yang kurang mulia akan meluruh terlebih dahulu.

Korosi ini sebenarnya bukan termasuk bentuk korosi elektrokimia tetapi cenderung termasuk ke korosi kimia. Misalnya paduan kuningan (Cu-Zn) yang berada dilingkungan asam dimana Zn akan terlarut dalam asam (*dezincification*). Korosi selektif ini merupakan terlarutnya logam pada paduan logam karena logam tersebut lebih rentan (lebih anodik) terhadap korosi daripada logam lain dalam paduan. Akibat dari korosi selektif ini, permukaan logam paduan tereduksi dan



membuat bagian yang terkorosi menjadi *spongy material* yang memiliki kekuatan mekanis yang lemah dan akan pecah jika dikenai tekanan (getas).

Pada korosi selektif, logam paduan mengalami kerusakan paduan atau *dealloying*. Berikut adalah *dealloying* beberapa logam dan kondisi lingkungannya.

Tabel 2.1 Contoh korosi selektif pada logam

Paduan	Lingkungan	Elemen yang dihilangkan
Kuningan (Cu-Zn)	Berair, stagnan	Seng (<i>dezincification</i>)
Besi cor kelabu	Tanah, berair	Besi (korosi grafitik)
Perunggu aluminium (Cu-Si)	Uap temperatur tinggi dan berasam	Silikon (<i>desiliconification</i>)
Perunggu timah	Uap	Timah (<i>destannification</i>)
Nikel tembaga	Fluks panas tinggi dan air berkecepatan rendah	Nikel (<i>denickelification</i>)
Baja karbon tinggi dan medium	Atmosfer teroksidasi, H ₂ temperatur tinggi	Carbon (<i>decarburization</i>)

Zat/komponen yang terkorosi dalam paduan selalu bersifat anodik terhadap komponen yang lain. Walaupun secara visual tampak perubahan warna pada permukaan paduan, namun tidak tampak adanya kehilangan materi berupa takik, perubahan dimensi, retak ataupun alur. Bentuk permukaan tampaknya tetap tidak berubah termasuk tingkat kehalusan/kekasarannya. Namun sebenarnya berat bagian yang terkena jenis karat ini menjadi berkurang, berpori-pori



dan yang terpenting adalah kehilangan sifat mekanisnya menjadi getas dan mempunyai kekuatan tarik sangat rendah.

2.5.7 Korosi Erosi

Korosi erosi adalah korosi yang terjadi pada permukaan logam yang disebabkan aliran fluida yang sangat cepat sehingga merusak permukaan logam dan lapisan film pelindung. Korosi erosi juga dapat terjadi karena efek-efek mekanik yang terjadi pada permukaan logam, misalnya : pengausan, abrasi, dan gesekan. Logam yang mengalami korosi erosi akan menimbulkan bagian-bagian yang kasar dan tajam. Adapun beberapa penyebab korosi erosi antara lain :

- 1) Turbulensi Aliran.
- 2) Adanya produksi korosi atau endapan lain yang dapat mengganggu aliran.
- 3) Peronggaan/Kavitasi.

Berikut merupakan mekanisme pembentukan korosi erosi :

- a) Pada tahap pertama terjadi serangan oleh gelembung udara yang menempel di permukaan lapisan pelindung logam, karena adanya aliran turbulen yang melintas di atas permukaan logam tersebut.
- b) Pada tahap kedua gelembung udara tersebut mengikis dan merusak lapisan pelindung.
- c) Pada tahap ketiga, laju korosi semakin meningkat, karena lapisan pelindung telah hilang. Logam yang berada di bawah lapisan pelindung mulai terkorosi, sehingga membentuk cekungan, kemudian terjadi pembentukan kembali lapisan pelindung dan logam, menjadi tidak rata.
- d) Bila aliran terus mengalir, maka akan terjadi serangan kembali oleh gelembung udara yang terbawa aliran. Serangan ini akan mengikis dan merusak lapisan pelindung tersebut akan mengakibatkan serangan lebih



lanjut pada logam yang lebih dalam sampai membentuk cekungan.

2.5.8 Stress Corrosion Cracking

Korosi retak tegang (SCC) adalah peristiwa pembentukan dan perambatan retak dalam logam yang terjadi secara simultan antara tegangan tarik yang bekerja pada bahan tersebut dengan lingkungan korosif. Proses korosi retak tegang (SCC) dapat terjadi dalam beberapa menit jika berada pada lingkungan korosif atau beberapa tahun setelah pemakaiannya. Hal ini terjadi karena adanya serangan korosi terhadap bahan. Korosi retak tegang (SCC) merupakan kerusakan yang paling berbahaya, karena tidak ada tanda-tanda sebelumnya.

2.5.9 Korosi Mikrobiologi

Mikroba merupakan suatu mikroorganisme yang hidup di lingkungan secara luas pada habitat-habitatnya dan membentuk koloni yang permukaannya kaya dengan air, nutrisi dan kondisi fisik yang memungkinkan pertumbuhan mikroba terjadi pada rentang suhu yang panjang biasa ditemukan di sistem air, kandungan nitrogen dan fosfor sedikit, konsentrat serta nutrisi-nutrisi penunjang lainnya. Mikroorganisme yang mempengaruhi korosi antara lain bakteri, jamur, alga dan protozoa. Korosi ini bertanggung jawab terhadap degradasi material di lingkungan. Pengaruh inisiasi atau laju korosi di suatu area, mikroorganisme umumnya berhubungan dengan permukaan korosi kemudian menempel pada permukaan logam dalam bentuk lapisan tipis atau biodeposit. Lapisan film tipis atau biofilm. Pembentukan lapisan tipis saat 2 – 4 jam pencelupan sehingga membentuk lapisan ini terlihat hanya bintik-bintik dibandingkan menyeluruh di permukaan. Lapisan film berupa biodeposit biasanya membentuk diameter beberapa centimeter di permukaan, namun terekspos sedikit di permukaan sehingga dapat menyebabkan korosi lokal. Organisme di dalam lapisan deposit mempunyai efek besar



Laporan Tugas Akhir Jurusan Teknik Material dan Metalurgi

dalam kimia di lingkungan antara permukaan logam/film atau logam/deposit tanpa melihat efek dari sifat *bulk electrolyte*. Mikroorganisme dikategorikan berdasarkan kadar oksigen yaitu :

- a) Jenis anaerob, berkembang biak pada kondisi tidak adanya oksigen.
- b) Jenis Aerob, berkembang biak pada kondisi kaya oksigen.
- c) Jenis anaerob fakultatif, berkembang biak pada dua kondisi.

2.6 Korosi Internal

Korosi pada bagian dalam atau yang lebih dikenal sebagai *internal corrosion* adalah korosi pada suatu jaringan *pipeline* yang didalam pipa tersebut mengalirkan fluida dengan fasa jamak. Fasa jamak tersebut terdiri dari air dan kontaminannya, gas contoh O_2 , H_2S , CO_2 atau *chloride*.

2.6.1 Top-of-the-line corrosion

Top-of-the-line corrosion (TLC) terjadi pada *pipeline* yang memindahkan fluida berupa gas basah. Kerena terjadi transfer panas ke lingkungan mengakibatkan terjadinya kondensasi uap air yang terbawa gas basah. Efek gravitasi mengakibatkan sebagian besar *condensed water* mengalir ke bagian bawah (*bottom*) pipa. Penggunaan inhibitor untuk mengurangi laju korosi sangatlah tidak efektif mengingat letak korosi pada bagian atas pipa.

Paramater yang mempengaruhi TLC antara lain:

- Kosentrasi asam
Kosentrasi asam mempengaruhi laju korosi, sekamin tinggi kosentrasi asam maka semakin tinggi laju korosi.
- Laju kondensasi
Semakin tinggi laju kondensasi semakin tinggi laju korosi.
- Temperatur gas



Hasil suatu penelitian menyebutkan bahwa gas temperatur lebih dari 70 °C akan terbentuk lapisan protektif yang mengurangi laju korosi. Bila temperatur kurang dari 50 °C maka lapisan tersebut tidak bersifat protektif sehingga laju korosi tinggi.

- Kecepatan gas
Kecepatan gas memiliki efek langsung pada laju kondensasi yang juga berpengaruh terhadap laju korosi
- Kandungan CO₂

2.6.2 Korosi CO₂

Salah satu *internal corrosion* adalah CO₂ *corrosion*. *Carbon dioxide corrosion* adalah kasus yang paling banyak dipelajari di industri minyak dan gas. Ini berdasarkan fakta bahwa *crude oil* dan gas alam dari *reservoir/gas well* biasanya berisi CO₂ (dan H₂S-*hydrogen sulfide*). korosi yang disebabkan CO₂ dan H₂S disebut *sour corrosion*. Namun apabila hanya CO₂ saja maka disebut *sweet corrosion*. Faktor utama yang mempengaruhi laju korosi pada korosi CO₂ :

- ✓ CO₂ partial pressure
Semakin tinggi partial pressure maka semakin tinggi laju korosi.
- ✓ Temperatur
Semakin tinggi temperatur maka semakin tinggi laju korosi.
- ✓ pH
Semakin rendah pH maka semakin tinggi laju korosi.
- ✓ Kecepatan Aliran
Semakin tinggi kecepatan alir maka semakin tinggi laju korosi.

2.6.3 Korosi H₂S

Tingkat korosi pada oil and gas well meningkat dengan hadirnya chlorides pada larutan air, karbon dioksida, dan



Laporan Tugas Akhir Jurusan Teknik Material dan Metalurgi

hydrogen sulphide. Lingkungan disebut sweet selama tidak ada hydrogen sulphide. Dengan hanya CO_2 menyebabkan laju korosi yang tinggi, maka dengan adanya hydrogen sulphide maka laju korosi akan semakin meningkat. Ini disebut sour corrosion.

Lingkungan dikatakan sour bila partial pressure H_2S diatas 0,05 psi. Pada tekanan ini laju korosi meningkat karena fasa air berubah menjadi lebih asam dengan membentuk iron sulphide scale. Sulphide stress cracking (SCC) terjadi pada high strength steel yang mengandung martensit. Ini juga dapat terjadi pada baja ferritic.

Sour corrosion terjadi pada beberapa hydrogen emrittlement yang menyebabkan mterial mengalami kegagalan pada level tegangan di bawah *yield strength*.

2.6.4 Korosi SRB

Kumpulan bakteri yang bersifat korosif adalah bakteri yang dalam metabolismenya menjadikan sulfur dan/atau senyawanya sebagai unsur yang penting, misalnya bakteri pengoksidasi sulfur : *Thiobacillus thio-oxidans*, dan bakteri pereduksi sulfat : Genus *Desulfovibrio/Desulfotomaculum*.

2.6.5 Korosi Oksigen

Korosi oksigen pada umumnya merujuk pada korosi *pitting* dikarenakan keberadaan oksigen terlarut / *dissolved oxygen* pada fluida dalam produksi minyak dan gas. Hal ini biasanya terjadi pada lingkungan di dalam *well* dan biasanya terjadi dikarenakan perlakuan dari *injection water* yang tidak memadai bercampur dengan udara yang berada pada bagian atas sistem pengolahan dan sistem penyimpanan. Mitigasi yang dilakukan untuk mengendalikan korosi oksigen adalah dengan cara menggunakan *deaeration treatment* pada air secara mekanis ditambah dengan penggunaan *oxygen scavengers* (Heidersbach, 2011).



Dalam suatu proses korosi, oksigen akan berperan dalam dua cara yaitu:

1. Oksigen bertindak sebagai depolarizer. Hal ini berarti oksigen lebih mudah bereaksi dengan atom hidrogen pada katoda dan laju korosi akan bergantung pada laju oksigen yang berdifusi pada katoda.
2. Oksigen mengoksidasi ion besi (II) menjadi ion besi (III), yang akan membentuk besi oksida ($\text{Fe}(\text{OH})_3$) yang tidak larut pada pH diatas 3.

Beberapa studi eksperimental menunjukkan bahwa laju korosi meningkat ketika peningkatan kadar oksigen dalam elektrolit. Contohnya, Ulig *et al*, menemukan perilaku korosi baja karbon rendah pada air yang mempunyai kandungan CaCl_2 yang sedikit, laju korosi meningkat ketika peningkatan kadar oksigen. Mitigasinya adalah dengan menggunakan zat kimia yang dapat mengurangi laju korosi dengan mengurangi kadar oksigen terlarut. Zat kimia ini dinamakan “*oxygen scavengers*,” dan biasa digunakan sodium sulfite (Na_2SO_3) dan hydrazine (N_2H_4).

2.7 Pengendalian Korosi

Proses korosi tidak dapat dicegah, karena reaksi korosi merupakan reaksi yang nilai perubahan entalpi reaksinya negatif. Menurut termodinamika, reaksi semacam ini adalah reaksi yang berlangsung secara spontan. Oleh sebab itu, proses terkorosinya logam oleh lingkungannya adalah proses yang spontan dan tidak dapat dicegah terjadinya. Proses korosi bisa dikendalikan sehingga kecepatan reaksinya tidak secepat jika tidak dilakukan upaya penanggulangan. Usaha-usaha penanggulangan korosi dapat dibedakan ke dalam 4 (empat) kategori, yaitu :

a. Desain

Usaha penanggulangan korosi sebaiknya sudah dilakukan sejak tahapan desain proses. Ahli-ahli korosi



Laporan Tugas Akhir

Jurusan Teknik Material dan Metalurgi

sebaiknya ikut dilibatkan dalam desain proses dari sejak pemilihan proses, penentuan kondisi-kondisi prosesnya, penentuan bahan-bahan konstruksi, pemilihan layout, saat konstruksi sampai tahap start-upnya. Di antara cara-cara penanggulangan korosi dari segi desain yang sering digunakan adalah:

1. isolasi alat dari lingkungan korosif
2. mencegah hadir/terbentuknya elektrolit
3. jaminan lancarnya aliran fluida
4. mencegah korosi erosi/abrasi akibat kecepatan aliran
5. mencegah terbentuknya sel galvanik

b. Pemilihan Material

Bahan konstruksi harus dipilih yang tahan korosi. Apalagi jika lingkungannya korosif. Ketahanan korosi masing-masing bahan tidak sama pada berbagai macam lingkungan. Mungkin sesuatu bahan sangat tahan korosi dibanding bahan-bahan lain pada lingkungan tertentu. Tetapi bahan yang sama mungkin adalah yang paling rawan korosi pada lingkungan yang berbeda dibanding dengan bahan-bahan yang lain.

Di antara bahan-bahan konstruksi yang sering digunakan adalah :

1. Besi
2. Aluminium
3. Timah hitam
4. Tembaga
5. Nikel
6. Timah putih
7. Titanium
8. Tantalum

c. Perlakuan Lingkungan

Upaya perlakuan lingkungan ini sangat penting dalam penanggulangan korosi di industri. Lingkungan



yang korosif diupayakan menjadi tidak atau kurang korosif. Ada dua macam cara perlakuan lingkungan yaitu :

1. Pengubahan media/elektrolit. Misalnya penurunan suhu, penurunan kecepatan alir, penghilangan oksigen atau oksidator, pengubahan konsentrasi
2. Penggunaan inhibitor. Inhibitor adalah suatu bahan kimia yang jika ditambahkan dalam jumlah yang kecil saja kepada lingkungan media yang korosif, akan menurunkan kecepatan korosi. Inhibitor bekerja menghambat laju korosi. Belum banyak diketahui bagaimana cara kerja inhibitor dalam menghambat korosi.

d. Pelapisan

Pelapisan akan mengisolasi logam dari media korosifnya, sehingga mencegah terjadinya korosi logam oleh lingkungannya. Ada 2 (dua) macam cara pelapisan, yaitu:

- a) Pelapisan dengan bahan logam. Pada pelapisan dengan bahan logam, dapat digunakan bahan-bahan logam yang lebih inert maupun yang kurang inert sebagai bahan pelapis. Pemakaian kedua macam bahan tersebut mempunyai kelebihan dan kekurangan masing-masing.
- b) Pelapisan dengan bahan non logam. Yaitu dengan pelapis berbahan dasar organik seperti cat polimer dan pelapis berbahan dasar anorganik seperti *anodizing*.

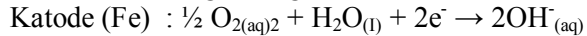
Perlindungan elektrokimia dilakukan untuk mencegah terjadinya korosi elektrolitik (reaksi elektrokimia yang mengoksidasi logam). Perlindungan tersebut disebut juga perlindungan katode (proteksi katodik) atau perlindungan anode. Perlindungan katode dapat dilakukan dengan dua metode, yaitu:



Laporan Tugas Akhir Jurusan Teknik Material dan Metalurgi

- a) Menggunakan Logam Lain yang Lebih Reaktif Sebagai Anode Korban

Penggunaan logam lain yang lebih reaktif akan menempatkan logam sebagai penyuplai e^- atau bertindak sebagai anode dalam sel elektrokimia korosi. Untuk memahami hal ini, ambil contoh penggunaan logam Mg ($E^\circ = -2.37V$), untuk perlindungan logam Fe ($E^\circ = -0.44V$). Mg akan bertindak sebagai anode yang teroksidasi, sedangkan Fe akan menjadi katode dimana reduksi oksigen berlangsung.



- b) Menyuplai Listrik dari Luar

Suatu sumber listrik dihubungkan ke tangki bawah tanah yang akan dilindungi dan ke anode inert, seperti grafit. Elektron akan mengalir dari sumber listrik ke anode inert. Reaksi oksidasi yang terjadi akan melepas e^- , yang akan mengalir melalui elektrolit tanah menuju ke tangki yang bertindak sebagai katode. Metode ini disebut juga *Impressed current cathodic protection* (ICCP).

2.8 Risiko

Risiko adalah kemungkinan terjadinya suatu hal yang memiliki dampak yang tidak diinginkan. Dampak yang paling dihindari antara lain ialah hal-hal yang kemungkinan membahayakan kesehatan dan keselamatan manusia serta lingkungan sebagai akibat dari teknologi yang berkembang saat ini. Risiko didefinisikan sebagai kombinasi antara *probability of failure* (PoF) dan *consequence of failure* (CoF). Semakin tinggi kemungkinan terjadinya suatu kejadian tersebut, maka risikonya juga akan semakin tinggi.



Untuk dapat mencegah terjadinya risiko dapat melalui cara *preventive action*. Sedangkan untuk mencegah terjadinya konsekuensi yaitu dengan melakukan *corrective action*.

2.9 Penilaian Risiko

Proses penilaian terhadap risiko dilakukan untuk mengidentifikasi seluruh kemungkinan terburuk yang mungkin dapat membahayakan kesehatan manusia, lingkungan, proses produksi, maupun peralatan karena aktivitas manusia dan teknologi. Ada tiga langkah yang termasuk dalam *risk assessment*, yakni :

1. Mengidentifikasi kerusakan melalui analisis dengan pertanyaan ‘apa’, ‘bagaimana’, ‘dimana’, dan ‘kapan’.
2. Mempertimbangkan kemungkinan dari konsekuensi yang terjadi.
3. Mengestimasi risiko untuk membagi kemungkinan kerusakan yang akan terjadi.

Langkah awal dari *risk assessment* ialah mengidentifikasi bahaya dan dampak dari bahaya tersebut. Siapa saja atau apa saja yang akan terkena dampak dari bahaya tersebut. Langkah selanjutnya ialah menentukan frekuensi kejadian atau kemungkinan terjadinya bahaya tersebut. Seberapa sering kejadian tersebut dapat terjadi, karena risiko adalah kombinasi dari *probability* dan *consequence*.

Metode yang digunakan dalam melakukan penelitian risiko adalah metode kuantitatif dan metode kualitatif atau metode semi-kuantitatif. Pada metode kuantitatif, pendekatan yang dilakukan lebih kepada pendekatan nilai(angka). Sedangkan pada metode semi-kuantitatif pendekatan yang digunakan ialah pendekatan kualitatif dan kuantitatif. Pada metode ini, data sangat berperan dalam melakukan evaluasi *damage mechanism* dan model statistik digunakan untuk mengevaluasi kemungkinan kegagalan (Santos, 2008).



2.10 Analisis Risiko

Proses analisis risiko pada prinsipnya adalah menghitung tingkat risiko yang ada melalui variabel probabilitas dan konsekuensi. Rincian proses analisis risiko dijelaskan seperti berikut ini :

A. Umum

Tujuan dari analisis risiko adalah untuk menentukan apakah risiko yang ada berada pada tingkat yang dapat diterima atau tidak mengganggu proses operasi. Risiko dianalisis dengan melakukan estimasi derajat konsekuensi dan mempertimbangkan kontrol yang selama ini sudah dijalankan. Analisis pendahuluan dapat dibuat untuk mendapatkan gambaran seluruh risiko yang ada. Kemudian disusun urutan risiko yang ada. Risiko-risiko yang kecil untuk sementara diabaikan. Prioritas diberikan kepada risiko-risiko yang cukup signifikan dapat menimbulkan kerugian.

B. Menghitung program pengendalian yang sudah ada

Pada tahap ini dilakukan identifikasi terhadap faktor-faktor manajemen seperti : sistem teknis dan prosedur-prosedur yang sudah dilakukan untuk pengendalian risiko, kemudian dinilai kelebihan dan kekurangannya. Demikian juga dengan alat-alat dinilai kesuaiannya. Pendekatan-pendekatan yang dapat dilakukan misalnya, seperti inspeksi dan teknik pengendalian dengan penilaian sendiri/ profesional judgement (Control Self-assessment Techniques/CST).

C. Konsekuensi/dampak dan Kemungkinan(probability / likelihood)

Konsekuensi dan probabilitas adalah dua variabel utama penentu tingkat risiko. Berbagai metode dapat digunakan untuk menghitung konsekuensi dan probabilitas, diantaranya dengan metode statistik. Metode lain yang juga bias digunakan jika data tidak tersedia adalah dengan melakukan ekstrapolasi data



sekunder secara umum dari lembaga-lembaga internasional maupun industri sejenis. Kemudian dibuat estimasi/perkiraan terhadap faktor konsekuensi. Metode ini disebut metode penentuan dengan profesional judgement. Hasilnya dapat memberi gambaran secara umum mengenai tingkat risiko yang ada.

D. Metode Analisis Risiko

Analisis risiko akan bergantung pada informasi dan data yang tersedia. Metode analisis yang digunakan bersifat kualitatif, semikuantitatif, atau kuantitatif. Bahkan kombinasi dari ketiganya. Analisis kualitatif digunakan untuk memberikan gambaran umum tentang tingkat risiko yang ada. Penjelasan tentang karakteristik jenis-jenis analisis tersebut dapat dilihat di bawah ini :

1. Analisis Kualitatif

Analisis kualitatif menggunakan bentuk kata atau skala deskriptif untuk menjelaskan besarnya potensi risiko yang ada. Hasilnya, risiko dapat dikelompokkan ke dalam :

- a) Risiko rendah.
- b) Risiko sedang.
- c) Risiko tinggi.

Analisis kualitatif digunakan untuk memberikan gambaran umum terhadap risiko kegiatan.

2. Analisis Semi-Kuantitatif

Pada analisis semi-kuantitatif, skala yang telah disebutkan di atas diberi nilai. Setiap nilai yang diberikan haruslah menggambarkan derajat konsekuensi maupun probabilitas dari risiko yang ada. Misalnya suatu risiko yang mempunyai tingkat probabilitas sangat mungkin terjadi, kemudian diberi nilai 100. Setelah itu dilihat tingkat konsekuensi yang dapat terjadi sangat parah, lalu diberi nilai 50. Maka tingkat risiko adalah $100 \times 50 = 5000$. Nilai tingkat risiko ini



Laporan Tugas Akhir **Jurusan Teknik Material dan Metalurgi**

kemudian dikonfirmasi dengan tabel standar yang ada (misalnya dari ANZS/ Australian New Zealand Standard, No 96, 1999).

Kehati-hatian harus dilakukan untuk menggunakan analisis semi-kuantitatif, karena nilai yang dibuat belum tentu mencerminkan kondisi objektif dari risiko yang ada. Ketepatan perhitungan akan sangat bergantung pada tingkat pengetahuan tim ahli yang terlibat dalam proses analisis tersebut. Oleh karena itu kegiatan analisis ini sebaiknya dilakukan oleh sebuah tim yang terdiri atas berbagai disiplin ilmu dan latar belakang keahlian, tentu saja melibatkan manajer ataupun supervisor di bidang operasi.

3. Analisis Kuantitatif

Analisis dengan metode ini menggunakan nilai numerik. Kualitas dari analisis bergantung pada akurasi dan kelengkapan data yang ada. Konsekuensi dapat dihitung dengan menggunakan metode modeling. Probabilitas biasanya dihitung bersama-sama dengan konsekuensi. Kedua variabel ini (probabilitas dan konsekuensi) kemudian digabungkan untuk menetapkan tingkat risiko yang ada.

4. Sensitifitas Analisis

Tingkat sensitifitas analisis ini (dimulai dari yang paling sensitif sampai yang kurang sensitif) adalah :

- a) Analisis Kuantitatif
- b) Analisis Semi-Kuantitatif
- c) Analisis Kuantitatif

2.11 Evaluasi Risiko

Evaluasi risiko adalah membandingkan tingkat risiko yang telah dihitung pada tahapan analisis risiko dengan standar yang digunakan. Hasil evaluasi risiko diantaranya adalah :



1. Gambaran tentang seberapa penting risiko yang ada.
2. Gambaran tentang prioritas risiko yang perlu ditanggulangi.
3. Gambaran tentang kerugian yang mungkin terjadi baik dalam parameter biaya ataupun parameter lainnya.

2.12 Risk-Based Inspection (RBI)

Berdasarkan namanya, metode Risk-Based Inspection (RBI) merupakan suatu metode yang menggunakan tingkat risiko sebagai dasar untuk memprioritaskan dan mengatur suatu aktifitas inspeksi. Kelebihan potensial dari metode Rbi ini ialah dapat meningkatkan waktu operasi dan kerja dari suatu proses dimana pada saat yang bersamaan terjadi peningkatan atau setidaknya perawatan pada level risiko yang sama.

Tujuan dari melakukan metode RBI ialah :

- a. Melakukan pengklasifikasian terhadap area-area yang ada di plant yang tergolong dalam klasifikasi berisiko tinggi.
- b. Menentukan nilai risiko dari suatu peralatan dalam suatu fasilitas berdasarkan metodologi yang konsisten.
- c. Memberi prioritas pada suatu peralatan berdasarkan nilai risiko yang dapat diukur.
- d. Melakukan perencanaan dari suatu kegiatan inspeksi.
- e. Menanggulangi risiko yang muncul secara sistematis apabila terjadi kegagalan.

Metode RBI mendefinisikan risiko dari suatu peralatan sebagai kombinasi dari Consequence of Failure (CoF) dan Likelihood/Probability of Failure (PoF).

$$\text{Risk} = \text{CoF} \times \text{PoF}$$

2.12.1 Metode RBI

Aplikasi RBI dapat dijelaskan dalam skala kualitatif maupun kuantitatif. API membagi metode RBI menjadi tiga,



Laporan Tugas Akhir Jurusan Teknik Material dan Metalurgi

dengan maksud untuk memprioritaskan tingkat risiko yang berhubungan dengan unit-unit yang secara individual memiliki tekanan. Tingkat yang pertama ialah tingkat kualitatif, tingkat kedua ialah tingkat semi-kuantitatif, dan tingkat ketiga ialah tingkat kuantitatif.

Pada tingkat kualitatif RBI, tingkat risiko yang ada dipetakan secara sederhana pada sebuah matriks 5x5. Tingkat pertama RBI ini sangat mudah dan cepat untuk dilakukan, akan tetapi hasil penilaian risiko dari tingkat kualitatif ini sangatlah konservatif. Analisis kualitatif ini dipandang sebagai titik awal dari pra-penyaringan nilai risiko, dan dipandang sebagai metode yang baik untuk demonstrasi metodologi API RBI.

Analisis tingkat 2 RBI juga menggunakan matriks 5x5 untuk menampilkan hasil analisis risiko yang ada. Metode ini merupakan metode pertengahan dari metode tingkat ketiga. Pada tingkat kedua ini, pertanyaan-pertanyaan yang diajukan lebih banyak dari tingkat satu, sehingga akan membutuhkan waktu lebih lama untuk menyelesaikannya, tetapi hasil yang diperoleh akan lebih akurat.

Sementara analisis tingkat ketiga RBI yang dapat juga disebut dengan analisis kuantitatif, akan menghasilkan data yang lebih detail dan akurat dari kedua metode sebelumnya. Pada tingkat ketiga ini diperhitungkan penilaian konsekuensi, penilaian kegagalan, dan penilaian suatu risiko secara lebih spesifik lagi. Metode kuantitatif ditujukan untuk menganalisis peralatan-peralatan yang memiliki risiko tinggi yang terdeteksi di tingkat kedua.

2.12.2 *Consequence of Failure (COF)*

Consequence of Failure (CoF) berisi mengenai perhitungan nilai risiko dari suatu peralatan. Hasil perhitungan dari CoF/nilai risiko ini ialah luas area yang kemungkinan terkena dampak jika terjadi kebocoran pada peralatan yang dianalisis. Luas area yang terkena dampak kebocoran ialah



akumulasi dari beberapa luas area yang terkena dampak jika terjadi kebocoran sesuai dengan berbagai jenis ukuran lubang kebocoran.

Langkah selanjutnya luas area yaang terkena dampak ini diklasifikasikan dalam lima peringkat sesuai dengan tabel B-3 yang ada di bagian *Appendix B* metode semi kuantitatif dokumen API 581.

Tabel 2.2 Kategori Konsekuensi Area

Consequence Category	Likelihood Weighted Average Area
A	$< 10 \text{ ft}^2$
B	$10 - 100 \text{ ft}^2$
C	$100 - 1.000 \text{ ft}^2$
D	$1.000 - 10.000 \text{ ft}^2$
E	$> 10.000 \text{ ft}^2$

Untuk mendapatkan hasil luas area yang kemungkinan terkena dampak jika terjadi kebocoran pada peralatan maka tahap-tahap yang harus dilakukan ialah :

- Menghitung laju kebocoran yang terjadi, baim kebocoran dalam fasa *liquid* maupun dalam fasa gas.
- Menentukan jenis kebocoran berdasarkan laju kebocoran.
- Menentukan fasa fluida setelah mengalami kebocoran.
- Menghitung luas area konsekuensi terjadinya kebakaran jika terjadi kebocoran.
- Menghitung konsekuensi luas area konsekuensi keracunan jika terjadi kebocoran.

2.12.3 Likelihood/Probability of Failure (PoF)

Probability of Failure (PoF) berisi mengenai perhitungan nilai peluang terjadinya kegagalan dari suatu peralatan. Peluang terjadinya kegagalan pada metode semi-kuantitatif didasarkan pada tiga jenis kerusakan, yakni kerusakan akibat



Laporan Tugas Akhir Jurusan Teknik Material dan Metalurgi

thinning/korosi, HTHA (*High Temperature Hydrogen Attack*), dan SCC (*Stress Corrosion Cracking*).

Nilai kerusakan yang disebabkan oleh tiap mekanisme kerusakan di atas kemudian diakumulasikan dan nilai akumulasi tersebut dikonversikan ke dalam lima peringkat yang terdapat pada tabel B-5 *Appendix B* dokumen API 581.

Tabel 2.3 Konversi *Technical Module Subfactor*

Likelihood Category	Technical Module Subfactor
1	< 1
2	1 – 10
3	10-100
4	100 – 1.000
5	> 1.000

2.13 Inspeksi

Inspeksi merupakan evaluasi kualitas dari beberapa karakteristik yang berhubungan dengan standart atau spesifikasi. Proses inspeksi berkembang paralel seiring dengan perkembangan sistem yang semakin kompleks dan proses produksinya. Inspeksi terdiri dari beberapa kegiatan diantaranya adalah interpretasi spesifikasi, pengukuran dan perbandingan dengan spesifikasi, menilai kesesuaian, klasifikasi sesuai kasus, klasifikasi tidak sesuai kasus, dan pencatatan dan pelaporan data yang diperoleh (Pierre, 2007). Beberapa teknik inspeksi yang dapat digunakan merupakan pilihan dari jadwal spesifik, akan bergantung pada keakuratan dan biaya dari inspeksi tersebut, menyeimbangkan antara uang yang dihabiskan pada pengukuran keselamatan dengan bisnis dikembalikan lagi kepada sistem yang dipertahankan integritasnya (Pierre, 2007).

Program monitoring untuk *damage mechanisms* telah dibangun oleh organisasi manajemen program *damage mechanisms* dan organisasi lainnya tentang dasar *damage mechanisms* itu sendiri. Banyak kemungkinan program

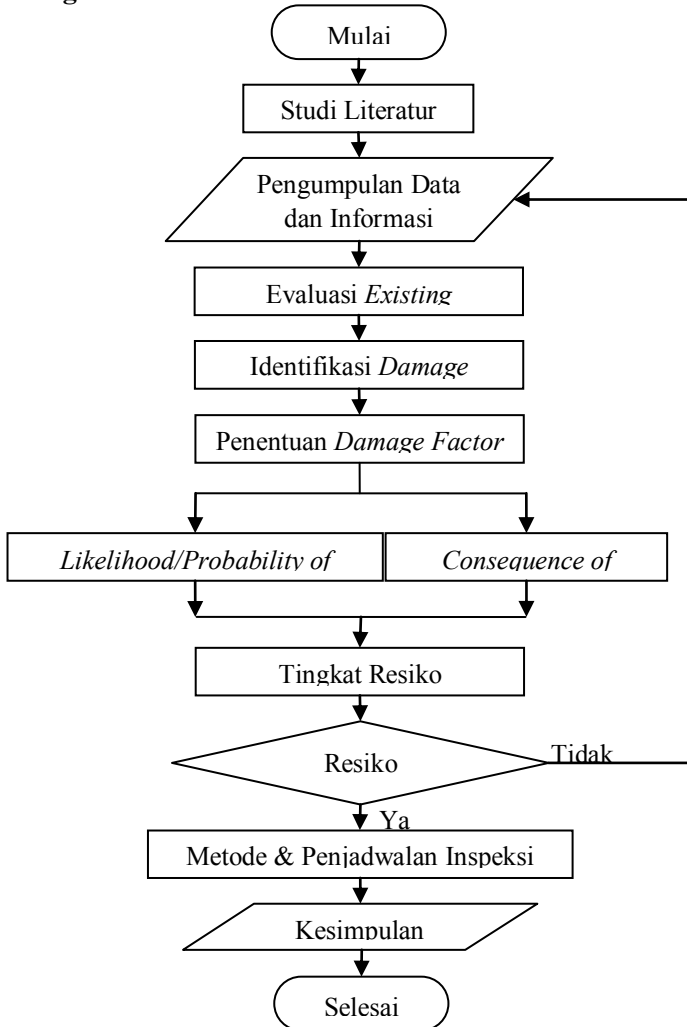


monitoring dan teknik inspeksi yang tersedia dan dikelompokkan dalam frup oleh para ahli dan *user* dalam beberapa kategori.

Dalam laporan yang dihasilkan, *direct technique* merupakan salah satu teknik yang mengukur parameter secara langsung dan dipengaruhi oleh proses korosi. Sementara *indirect technique* merupakan teknik inspeksi yang memberikan data tentang parameter-parameter yang berpengaruh, atau dipengaruhi oleh korosi lingkungan atau produk dari proses korosi (Pierre, 2007).

BAB III METODOLOGI PENELITIAN

3.1 Diagram Alir



Gambar 3.1 Diagram Alir Penelitian



3.2 Prosedur Penelitian

Prosedur dalam penelitian adalah langkah-langkah yang dikerjakan oleh peneliti dari awal hingga akhir. Sehingga penelitian tersebut dapat berjalan secara sistematis dan efektif.

3.2.1 Studi Literatur

Pada tahap ini peneliti melakukan studi literatur dengan tujuan untuk mengetahui dasar-dasar teori sebagai acuan pada topik penelitian kali ini. Sumber literatur dapat berasal dari tugas akhir sebelumnya, jurnal nasional maupun internasional, handbook, dan sebagainya.

3.2.2 Pengumpulan Data dan Informasi

Penelitian kali ini dilakukan pada *process piping* PL-117-A 0,75", 2", 3", dan 4", sehingga harus dilakukan pengumpulan data dan informasi terkait objek penelitian. Sehingga nantinya dapat melakukan analisis dengan tepat dan menghasilkan hasil yang baik. Berikut ialah data-data yang diperlukan :

1. Data Pipa :
 - ❖ Diameter pipa.
 - ❖ Material pipa.
 - ❖ *Corrosion Allowance*.
 - ❖ *Nominal Thickness*.
 - ❖ Temperatur desain pipa.
 - ❖ Tekanan desain pipa.
2. Data Inspeksi
 - ❖ Laju korosi pipa.
 - ❖ Tebal awal pipa/tebal pipa pada inspeksi tahun sebelumnya.
 - ❖ Tebal aktual pipa ketika diinspeksi/ tebal pipa pada inspeksi tahun terakhir.
 - ❖ Sistem deteksi jika terjadi kebocoran.
 - ❖ Sistem isolasi jika terjadi kebakaran.



- ❖ Jenis korosi yang terjadi pada pipa.
- ❖ Kuantitas inspeksi.
- ❖ Kualitas inspeksi.
- ❖ Laporan hasil inspeksi.
- ❖ Laporan kebocoran dan kegagalan yang pernah terjadi pada pipa sebelumnya.

3. Data Lingkungan

- ❖ Temperatur operasi.
- ❖ Tekanan Operasi.
- ❖ *Process Flow Diagram* (PFD).
- ❖ *Piping and Instrument Diagram* (P&ID).
- ❖ Jenis fluida yang mengalir.

3.2.3 Evaluasi *Existing Inspection*

Berdasarkan data dan informasi objek penelitian yang telah dikumpulkan, maka selanjutnya dilakukan evaluasi terhadap data dan informasi mengenai inspeksi yang telah dilakukan sebelumnya. Pada *API 581 Base Resource Document* terdapat lima kategori tingkat efektifitas inspeksi, yaitu :

1. *Highly Effective*
2. *Usually Effective*
3. *Fairly Effective*
4. *Poorly Effective*
5. *Ineffective*

Kelima kategori tersebut mengacu pada Tabel 8-5 pada *API 581 Base Resource Document*, di bawah ini :



Tabel 3.1 Tingkat Efektifitas Inspeksi

Qualitative Inspection Effectiveness Category	General Corrosion Examples
<p>Highly Effective</p> <p>Inspection methods correctly identify the anticipated in-service damage in nearly every case. (90%).</p>	<p>Assessment of general corrosion by complete internal visual examination coupled with ultrasonic thickness measurements.</p>
<p>Usually Effective</p> <p>The inspection methods will correctly identify the actual damage state half of the time. (70%).</p>	<p>Assessment of general corrosion by partial internal visual examination coupled with ultrasonic thickness measurements.</p>
<p>Fairly Effective</p> <p>The inspection methods will correctly identify the true damage state about half of time. (50%).</p>	<p>Assessment of general corrosion by external spot ultrasonic thickness measurements.</p>
<p>Poorly Effective</p> <p>The inspection methods will provide little information to correctly identify the true damage state. (40%).</p>	<p>Assessment of general corrosion by hammer testing, telltale holes.</p>
<p>Ineffective</p> <p>The inspection method will provide no or almost no information that will correctly identify the true damage state. (30%).</p>	<p>Assessment of general internal corrosion by external visual.</p>



3.2.4 Identifikasi *Damage Mechanism*

Tahapan selanjutnya ialah mengidentifikasi mekanisme kerusakan yang terjadi pada objek penelitian kali ini yang akan berguna untuk menentukan damage factor yang akan digunakan pada tahap analisis. Terdapat beberapa jenis kerusakan berdasarkan API 581 *Base Resource Document* :

Tabel 3.2 Jenis Kerusakan

Damage Type	Description
Thinning (includes general , localized and pitting)	Removal of amterial from one or more surfaces may be general or localized
Surfaced connected cracking	Cracking that is connected to one or more metal surfaces
Subsurface cracking	Crack beneath the metal surface
Microfissuring/microvoid formation	Microscopic fissures or voids benath the metal surface
Metallurgical changes	Changes to the metal microstructure
Dimesional changes	Changes inthe physical dimensions or orientation of an object
Blisterig	Hydrogen-induced blisters forming in plate inclusions
Material properties changes	Changes in the material properties of the metal

Mengacu pada metode yang digunakan yaitu metode semi-kuantitatif, maka terdapat tiga jenis mekanisme korosi yang menyebabkan kerusakan, yaitu :

- a. *Thinning.*
- b. *High Temperature Hydrogen Attack (HTHA).*



c. *Stress Corrosion Cracking (SCC).*

3.2.5 Penentuan *Damage Factor*

Setelah mengetahui kerusakan apa saja yang mungkin terjadi pada objek penelitian selanjutnya adalah menentukan *damage factor* yang akan digunakan pada proses perhitungan di tahap selanjutnya.

3.2.6 Perhitungan PoF dan CoF

Dengan mengetahui *damage factor* maka dapat dihitung *probability of failure* (PoF) dari objek penelitian. Kemudian menghitung *consequence of failure* (CoF). Sehingga pada akhirnya akan didapatkan nilai PoF dan CoF yang akan menghasilkan tingkat resiko.

3.2.7 Tingkat Resiko

Dari matriks resiko maka dapat diketahui tingkat resiko apabila terjadi kegagalan pada objek penelitian saat ini ,yaitu *process piping* PL-117-A 0,75", 2", 3", dan 4". Terdapat empat tingkat resiko pada metode semi-kuantitatif, yaitu :

- a. *Low*
- b. *Medium*
- c. *Medium high*
- d. *High*

3.2.8 Resiko Diterima

Dengan mengetahui tingkat resiko, kemudian disesuaikan dengan dasaran yang ada, apabila diterima maka dapat dilanjutkan ke tahap berikutnya. Sementara bila tidak diterima maka harus kembali mengumpulkan data dan informasi terkait objek penelitian.

3.2.9 Metode & Penjadwalan Inspeksi



Laporan Tugas Akhir Jurusan Teknik Material dan Metalurgi

Setelah mengetahui tingkat resiko dari objek penelitian, maka selanjutnya dapat ditentukan metode inspeksi berdasarkan tingkat resiko yang ada.

Tabel 3.3 Metode Inspeksi

Inspection Technique	Thinning	Surface Connected Cracking	Subsurface Cracking	Microfissuring/ Microvoid Formation	Metallurgical Changes	Dimensional Changes	Blistering
Visual Examination	1-3	2-3	X	X	X	1-3	1-3
Ultrasonic Straight Beam	1-3	3-X	3-X	2-3	X	X	1-2
Ultrasonic Shear Wave	X	1-2	1-2	2-3	X	X	X
Fluorescent Magnetic Particle	X	1-2	3-X	X	X	X	X
Dye Penetrant	X	1-3	X	X	X	X	X
Acoustic Emission	X	1-3	1-3	3-X	X	X	3-X
Eddy Current	1-2	1-2	1-2	3-X	X	X	X
Flux Leakage	1-2	X	X	X	X	X	X
Radiography	1-3	3-X	3-X	X	X	1-2	X
Dimensional Measurements	1-3	X	X	X	X	1-2	X
Metallography	X	2-3	2-3	2-3	1-2	X	X

1 = Highly effective

2 = Moderately effective

3 = Possibly effective

X = Not normally used

Setelah menentukan metode inspeksi yang sesuai berdasarkan jenis kerusakan yang terjadi pada peralatan yang diinspeksi, maka selanjutnya akan ditentukan penjadwalan inspeksi berdasarkan sisa umur pakai peralatan.

3.2.10 Kesimpulan

Peneliti menyimpulkan seluruh rangkaian penelitian yang telah dilakukan, sehingga dapat memberikan informasi dan manfaat bagi pembaca.



(Halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB IV ANALISIS DATA DAN PEMBAHASAN

4.1 Data Umum

Data yang digunakan ialah data inspeksi dari salah satu perusahaan yang beroperasi di bidang produksi gas dan minyak bumi, yaitu PT.X. Data yang diperoleh ialah hasil inspeksi dari tahun 2011 hingga 2014. Akan tetapi data yang digunakan ialah hasil inspeksi 2013 dan 2014. Komponen yang akan dianalisis ialah rangkaian pipa dengan line number EJ-PL-117-A yang menyalurkan minyak (*oil outlet*) dari *production separator* “V-003” menuju line number EJ-PL-119-A yang berada pada suatu *platform* yang dimiliki oleh PT.X.



Gambar 4.1 *Process Piping* PL-117-A 0,75", 2", 3", dan 4"

Dari data inspeksi yang diperoleh maka dikelompokkan menjadi empat kelompok berdasarkan ukuran diameter pipa (NPS), yaitu 0,75", 2", 3", dan 4". Berikut dijelaskan pada Tabel 4.1 mengenai data desain pipa :



Tabel 4.1 Data Desain Pipa

No.	Tag No.	Nominal Pipe Size (inch)	Pipe Class	Pipe Schedule	Nominal Thickness (mm)	MAWS (psig)	Corrosion Allowance (inch)	Material Specification
1	EJ-PL-117-A	0,75	A	80	3,9116	15000	0,05	A 106 Gr.B or API-5L Gr.B
2		2	A	STD	3,9116	15000	0,05	A 106 Gr.B or API-5L Gr.B
3		3	A	STD	5,4864	15000	0,05	A 106 Gr.B or API-5L Gr.B
4		4	A	STD	6,0198	15000	0,05	A 106 Gr.B or API-5L Gr.B

Pipa dengan line number EJ-PL-117-A mengalirkan minyak dari proses pemisahan di *production separator*, berikut data operasi pipa :

Tabel 4.2 Data Operasi Pipa

No.	Tag No.	Nominal Pipe Size (inch)	Design Pressure (psi)	Design Temp. (°F)	Operating Pressure (psi)	Operating Temp. (°F)	Service
1	EJ-PL-117-A	0,75	260	200	110	130	Crude Oil
2		2	260	200	110	130	Crude Oil
3		3	260	200	110	130	Crude Oil
4		4	260	200	110	130	Crude Oil

Data inspeksi yang digunakan ialah hasil inspeksi pada tahun 2013 dan 2014, data yang diperoleh ialah nilai ketebalan yang merupakan *actual thickness* dari pipa yang diteliti. Dari data yang diperoleh maka dapat dihitung besarnya *corrosion rate* (laju korosi) secara *short term* sebagai berikut :



Laporan Tugas Akhir Jurusan Teknik Material dan Metalurgi

Tabel 4.3 Data Inspeksi Pipa

No.	Tag No.	Nominal Pipe Size (inch)	Part No.	Actual Thickness		CR (ST)
				2013	2014	
1	EJ-PL-117-A	0,75	P20	3,82	3,22	0,6
2		2	W25	3,60	3,44	0,16
3		3	W37	4,24	3,93	0,31
4		4	W5	4,55	3,44	1,11

4.2. Analisis Risk-Based Inspection (RBI) Semi Kuantitatif

Analisis RBI secara semi kuantitatif mengacu pada *Appendix B – Workbook for Semi-Quantitative Risk-Based Inspection Analysis* yang terdapat pada *API 581 Base Resource Document*. Pada *workbook* tersebut terdapat lima bagian yaitu bagian A perhitungan laju kebocoran, bagian B analisis kegagalan, bagian C1 analisis konsekuensi kebakaran, bagian C2 analisis konsekuensi keracunan, dan bagian D perhitungan risiko. Setelah mengisi *workbook* tersebut maka akan didapatkan nilai dari *likelihood/probability of failure* (PoF) dan *consequence of failure* (CoF) sehingga akhirnya dapat ditentukan tingkat risiko dari masing-masing diameter pipa.

4.2.1. Bagian A : Perhitungan Laju Kebocoran

Pada bagian A ini, akan dihitung laju kebocoran apabila terjadi kebocoran pada pipa. Data awal yang diperlukan ialah jenis fluida yang mengalir pada pipa. Didapatkan bahwa jenis fluida yang mengalir sesuai dengan Tabel 7-1 *API 581 Base Resource Document* (Lampiran A, xxiii) adalah C17 - C25, dengan *properties* menurut Tabel 7-2 *API 581 Base Resource Document* (Lampiran A, xxiv) ialah sebagai berikut :

1. Molecular Weight : 280
2. Density : 48.383 lb/ft³
3. Normal Boiling Point : 651°F



4. C_p : -22.4
5. Ambient State : Liquid
6. Auto Ignition Temp. : 396°F

Selanjutnya, akan ditentukan nilai kategori penyimpanan, yang berasal dari deskripsi kualitatif dari 4 pipa. Berdasarkan Tabel B-2 dari *appendix B API 581 Base Resource Document* (Lampiran A,xxxvi), maka nilai kategori dari 4 pipa yang dianalisis termasuk ke dalam kategori “C” , yaitu apabila terjadi kebocoran maka selain pipa yang di evaluasi , 1 sampai 10 peralatan yang lain juga akan mengalami kebocoran. Sehingga berdasarkan kategori tersebut, mengacu pada Tabel B-1 dari *appendix B API 581 Base Resource Document* (Lampiran A, xxxvi), maka kemampuan penyimpanan dari keempat pipa yang dianalisis ialah sebesar 50.000 lbs.

Sementara untuk peringkat sistem deteksi dan isolasi keempat pipa berdasarkan Tabel 7-6 API 581 *Base Resource Document* (Lampiran A,xxvi), klasifikasi sistem deteksi yang diperoleh ialah “B”, yakni berarti terdapat detektor untuk mengetahui jika terjadi kebocoran pada pipa. Sementara untuk klasifikasi isolasi ialah “C”, yang artinya sistem isolasi masih dilakukan secara manual apabila terjadi kebocoran. Berdasarkan Tabel 7-7 API 581 *Base Resource Document* (Lampiran A,xxvii) didapatkan durasi kebocoran untuk keempat pipa ialah sebagai berikut :



Laporan Tugas Akhir Jurusan Teknik Material dan Metalurgi

Tabel 4.4 Durasi Kebocoran Berdasarkan Sistem Deteksi dan Isolasi

No.	Tag No.	Nominal Pipe Size (inch)	$\frac{1}{4}$ in.	1 in.	4 in.	Rupture
1	EJ-PL-117-A	0,75				
2		2	60	30	20	0
3		3	min.	min.	min.	
4		4				

Dikarenakan fluida yang mengalir berupa *liquid*, maka yang akan dihitung ialah hanya laju kebocoran *liquid*. Berikut adalah persamaan 4.1 yang digunakan dalam perhitungan laju kebocoran *liquid* :

$$Q_L = C_d \cdot A \sqrt{2\rho - \rho \frac{g_c}{144}} \quad (4.1)$$

dimana:

Q_L : *liquid discharge rate* (lbs/sec),

C_d : *discharge coefficient*,

A : *hole-cross sectional area* (sq in),

ρ : *density*,

g_c : *conversion factor from lb_f to lb_m ($32.2 \text{ lb}_m\text{-ft} / \text{lb}_f\text{-sec}^2$)*.

Dengan persamaan di atas, maka akan didapatkan nilai laju kebocoran dari keempat pipa sebagai berikut :



Tabel 4.5 Laju Kebocoran Pipa

No.	Tag No.	Nominal Pipe Size (inch)	$\frac{1}{4}$ in.	1 in.	4 in.	Rupture
1	EJ-PL-117-A	0,75				
2		2	0,277	4,44	71,03	1136,46
3		3	lb/sec	lb/sec	lb/sec	lb/sec
4		4				

Selanjutnya dilakukan perhitungan durasi kebocoran dengan cara membagi besarnya kemampuan penyimpanan pipa dengan laju kebocoran pada setiap lubang kebocoran, sehingga akan didapatkan durasi kebocoran sebesar :

Tabel 4.6 Durasi Kebocoran

No.	Tag No.	Nominal Pipe Size (inch)	$\frac{1}{4}$ in.	1 in.	4 in.	Rupture
1	EJ-PL-117-A	0,75				
2		2	0,277	4,44	71,03	1136,46
3		3	lb/sec	lb/sec	lb/sec	lb/sec
4		4				

Setelah mengetahui nilai durasi kebocoran keempat pipa di setiap besaran lubang kebocoran, langkah selanjutnya ialah menentukan tipe kebocoran dari keempat pipa. Mengacu pada API 581 *Base Resource Document* maka ada 2 tipe kebocoran yaitu *instantaneous* dan *continuous*. Apabila jumlah massa fluida yang keluar lebih besar dari 10.000 lbs selama 3 menit, maka termasuk tipe kebocoran *instantaneous*, jika tidak maka termasuk tipe *continuous*. Setelah dilakukan perhitungan, maka tipe kebocoran keempat pipa pada setiap ukuran lubang kebocoran adalah sebagai berikut :



Laporan Tugas Akhir Jurusan Teknik Material dan Metalurgi

Tabel 4.7 Tipe Kebocoran

Ukuran Lubang Kebocoran	Tipe Kebocoran
¼ in.	Continuous
1 in.	Continuous
4 in.	Instantaneous
Rupture	Instantaneous

Langkah terakhir pada bagian A ini ialah menentukan fasa fluida setelah terjadi kebocoran. Fasa fluida yang ada pada keempat pipa akan tetap berfasa fluida setelah terjadi kebocoran.

4.2.2 Bagian B : Analisis Kegagalan

Pada tahap ini akan dihitung *Technical Modul Sub Factor (TMSF)* yang menjadi acuan untuk melakukan analisis kegagalan pada pipa. Hal pertama yang harus dilakukan ialah mengidentifikasi mekanisme kerusakan yang terjadi pada pipa, pada *appendix B* bagian B API 581 *Base Resource Document* terdapat 3 pilihan mekanisme kerusakan, yaitu serangan korosi yang menyebabkan penipisan ketebalan pipa/*thinning*, korosi retak tegang/*Stress Corrosion Cracking (SCC)*, dan korosi akibat serangan hidrogen pada temperatur tinggi/*High Temperature Hydrogen Attack (HTHA)*. Pada penelitian kali ini, yang menjadi batasan mekanisme kerusakan ialah serangan korosi yang menyebabkan penipisan ketebalan pipa/*thinning*, sementara untuk SCC dan HTHA dianggap tidak terjadi pada penelitian kali ini.



Tabel 4.8 Identifikasi Mekanisme Kerusakan Pada Pipa

No.	Tag No.	Nominal Pipe Size (inch)	Damage Factor
1	EJ-PL-117-A	0,75	Thinning
2		2	Thinning
3		3	Thinning
4		4	Thinning

Berdasarkan mekanisme kerusakan yang terjadi pada pipa, yaitu *thinning*, maka selanjutnya diperlukan data umum untuk menganalisis mekanisme kerusakan jenis *thinning*. Data-data tersebut merupakan beberapa data yang diperlukan untuk menganalisis kegagalan pipa berdasarkan Tabel G-1 *appendix G API 581 Base Resource Document*, sehingga data yang diperoleh adalah sebagai berikut :

Tabel 4.9 Data Umum Untuk Analisis *Thining*

No.	Tag No.	Nominal Pipe Size (inch)	Corrosion Type	Inspection Effectiveness	Dead Leg or No Dead Leg
1	EJ-PL-117-A	0,75	General	Fairly Effective	No Dead Leg
2		2	General	Fairly Effective	No Dead Leg
3		3	General	Fairly Effective	No Dead Leg
4		4	General	Fairly Effective	No Dead Leg

Selain data pada Tabel 4.9 di atas, juga diperlukan data laju korosi yang terjadi pada pipa. Data laju korosi didapatkan dari data hasil inspeksi (Tabel 4.3) ketebalan pipa pada tahun 2013 dan 2014, sehingga akan didapatkan nilai laju korosi jangka pendek.

Setelah mengetahui nilai laju korosi keempat pipa selanjutnya akan dihitung nilai TMSF dari Tabel G-7 *appendix G API 581 Base Resource Document* (Lampiran A,xxxviii),



Laporan Tugas Akhir Jurusan Teknik Material dan Metalurgi

akan tetapi sebelumnya terlebih dahulu perlu diketahui nilai a.r/t dari keempat. Nilai a.r/t diperoleh melalui persamaan 4.2 di bawah ini :

$$a.r/t = \frac{\text{equipment service}(\text{inch}) \times \text{corrosion rate}(\frac{\text{inch}}{\text{year}})}{\text{thickness}(\text{inch})} \quad (4.2)$$

Dengan melakukan perhitungan menggunakan persamaan di atas terhadap data laju korosi keempat pipa, maka didapatkan nilai a.r/t masing-masing pipa ialah :

Tabel 4.10 Nilai a.r/t Pipa

No.	Tag No.	Nominal Pipe Size (inch)	a.r/t
1	EJ-PL-117-A	0,75	0,75
2		2	1
3		3	1
4		4	1

Sesudah nilai a.r/t diketahui pada tabel 4.10 serta jumlah inspeksi dan tingkat efektifitas inspeksi dari pipa pada tabel 4.9, selanjutnya akan diperoleh nilai *thinning* TMSF keempat pipa, yaitu :



Tabel 4.11 Nilai *Thinning* TMSF Pipa

No.	Tag No.	Nominal Pipe Size (inch)	TMSF
1	EJ-PL-117-A	0,75	20
2		2	1
3		3	1
4		4	170

Berdasarkan *workbook* bagian B *appendix* B API 581 *Base Resource Document*, untuk mendapatkan nilai peluang kegagalan maka nilai TMSF pada Tabel 4.11 harus dikalikan dengan *overdesign factor* yang mengacu pada Tabel G-8 *appendix* G API 581 *Base Resource Document* (Lampiran A, xxxix) dan nilai high reliability data pada Tabel 8-3 *Section* 8 API 581 *Base Resource Document* (Lampiran A, xxxii). Akhirnya akan diperoleh nilai TMSF *corrected* dari setiap pipa :

Tabel 4.12 Nilai TMSF *Corrected* Pipa

No.	Tag No.	Nominal Pipe Size (inch)	over design factor	prediction damage	TMSF corrected
1	EJ-PL-117-A	0,75	1	0,8	16
2		2	1	0,8	0,8
3		3	1	0,8	0,8
4		4	1	0,8	136

Selanjutnya ditambahkan TMSF *corrected* dengan TMSF SCC dan HTHA yang masing-masing bernilai 1 karena dianggap tidak terjadi, sehingga didapatkan nilai akhir TMSF *adjust*. Kemudian nilai TMSF *adjust* digunakan pada Tabel B-5 *appendix* B API 581 *Base Resource Document* (Lampiran A,



Laporan Tugas Akhir Jurusan Teknik Material dan Metalurgi

xxxvii), yang pada akhirnya akan didapatkan nilai peluang kegagalan :

Tabel 4.13 Nilai Peluang Kegagalan Pipa

No.	Tag No.	Nominal Pipe Size (inch)	TMSF adjust	PoF
1	EJ-PL-117-A	0,75	18	3
2		2	2,8	2
3		3	2,8	2
4		4	138	4

4.2.3 Bagian C : Analisis konsekuensi kebakaran dan keracunan

4.2.3.1 Bagian C1 : Analisis konsekuensi kebakaran

Pada bagian ini akan dilakukan perhitungan luas area yang mungkin terkena kebakaran, akan tetapi sebelum menghitung luas area terlebih dahulu diperbaharui nilai laju kebocoran setiap pipa pada Tabel 4.5 dengan mengacu pada Tabel 7-16 *Section 7 API 581 Base Resource Document* (Lampiran A, xxx), berdasarkan sistem mitigasi dengan melihat kembali sistem deteksi dengan kategori “B” dan sistem isolasi dengan kategori “C”, maka nilai laju kebocoran mengalami reduksi sebesar 10%. Sehingga nilai laju kebocoran terbaru dari keempat pipa pada setiap lubang kebocoran ialah :

Laporan Tugas Akhir

Jurusan Teknik Material dan Metalurgi



Tabel 4.14 Laju Kebocoran berdasarkan Sistem Mitigasi

No.	Tag No.	Nominal Pipe Size (inch)	$\frac{1}{4}$ in.	1 in.	4 in.	Rupture
1	EJ-PL-117-A	0,75				
2		2				
3		3	0,249	3,99	63,9	1022,8
4		4				

Dengan data nilai laju kebocoran terbaru pada Tabel 4.14 di atas, maka kemudian dapat ditentukan besar luas area yang terkena dampak apabila terjadi kebocoran pada pipa. Karena temperatur operasi lebih rendah dari temperatur *auto ignition* ditambah 80°F, maka perhitungan luas area mengacu pada Tabel 7-8 (*continuous release*) (Lampiran A, xxviii) dan 7-9 (*instantaneous release*) (Lampiran A, xxix) *Section 7 API 581 Base Resource Document*, sebagai berikut:

Tabel 4.15 Luas Area Konsekuensi dari Kerusakan Pipa

No.	Tag No.	Nominal Pipe Size (inch)	$\frac{1}{4}$ in.	1 in.	4 in.	Rupture
1	EJ-PL-117-A	0,75				
2		2				
3		3	5,73	69,58	4,84	60,3
4		4				



Laporan Tugas Akhir Jurusan Teknik Material dan Metalurgi

Tabel 4.16 Luas Area Potensial Konsekuensi

No.	Tag No.	Nominal Pipe Size (inch)	$\frac{1}{4}$ in.	1 in.	4 in.	Rupture
1	EJ-PL-117-A	0,75				
2		2				
3		3	16,56	195,58	14,07	175,4
4		4				

Akibat adanya sistem mitigasi “*fire monitors only*”, mengacu pada Tabel 7-16 *Section 7 API 581 Base Resource Document* (Lampiran A, xxx), maka luas area yang terkena dampak karena kerusakan pipa dan luas area potensial kerusakan mengalami reduksi 5% dari besar awal. Sehingga didapatkan :

Tabel 4.17 Luas Baru Area Konsekuensi dari Kerusakan Pipa

No.	Tag No.	Nominal Pipe Size (inch)	$\frac{1}{4}$ in.	1 in.	4 in.	Rupture
1	EJ-PL-117-A	0,75				
2		2				
3		3	5,44	66,11	4,59	57,29
4		4				



Tabel 4.18 Luas Baru Area Potensial Konsekuensi

No.	Tag No.	Nominal Pipe Size (inch)	$\frac{1}{4}$ in.	1 in.	4 in.	Rupture
1	EJ-PL-117-A	0,75				
2		2				
3		3	15,732	185,801	13,367	166,64
4		4				

4.2.3.2 Bagian C2 : Analisis konsekuensi keracunan

Pada bagian ini perhitungan area konsekuensi yang mungkin terkena dampak keracunan jika terjadi kebocoran untuk keempat pipa diasumsikan bernilai “0”. Hal ini disebabkan kandungan HF dan H₂S pada fasa liquid sangatlah rendah.

4.2.4 Bagian D : Perhitungan Risiko

Bagian terakhir dari *appendix B API 581 Base Resource Document* ialah menghitung tingkat risiko dari setiap pipa. Awal perhitungan dimulai dengan menentukan nilai “*generic failure frequency*” setiap pipa pada masing-masing lubang kebocoran berdasarkan Tabel 8-1 *Section 8 API RBI Base Resource Document* (Lampiran A, xxxi), kemudian dijumlahkan untuk setiap ukuran pipa, hasilnya sebagai berikut :



Laporan Tugas Akhir Jurusan Teknik Material dan Metalurgi

Tabel 4.19 Nilai *Generic Frequencies*

No.	Tag No.	Nominal Pipe Size (inch)	1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture	Jumlah Failure Frequencies
1	EJ-PL-117-A	0,75	1,00E-05	0	0	3,00E-07	1,03E-05
2		2	3,00E-06	0	0	6,00E-07	3,60E-06
3		3	9,00E-07	6,00E-07	0	7,00E-08	1,57E-06
4		4	9,00E-07	6,00E-07	0	7,00E-08	1,57E-06

Setelah itu dihitung fraksi kontribusi setiap ukuran lubang kebocoran dengan membagi jumlah frekuensi kegagalan dengan nilai “*generic failure frequency*” :

Tabel 4.20 Nilai Fraksi Kontribusi

No.	Tag No.	Nominal Pipe Size (inch)	1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture
1	EJ-PL-117-A	0,75	9,71E-01	0,00E+00	0,00E+00	2,91E-02
2		2	8,33E-01	0,00E+00	0,00E+00	1,67E-01
3		3	5,73E-01	3,82E-01	0,00E+00	4,46E-02
4		4	5,73E-01	3,82E-01	0,00E+00	4,46E-02

Dengan mendapatkan nilai fraksi kontribusi pada setiap ukuran lubang kebocoran, langkah selanjutnya adalah mengalikan nilai fraksi kontribusi dengan besar luas area potensial yang terkena dampak apabila terjadi kebocoran pada Tabel 4.18. Kemudian setelah mendapatkan nilai luasan yang baru, dilakukan penjumlahan besar luas area konsekuensi kebakaran setiap pipa, sebagai berikut :



Tabel 4.21 Nilai Konsekuensi Area Kebakaran

No.	Tag No.	Nominal Pipe Size (inch)	1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture	Jumlah
1	EJ-PL-117-A	0,75	1,53E+01	0,00E+00	0,00E+00	4,85E+00	2,01E+01
2		2	1,31E+01	0,00E+00	0,00E+00	2,78E+01	4,09E+01
3		3	9,02E+00	7,10E+01	0,00E+00	7,43E+00	8,75E+01
4		4	9,02E+00	7,10E+01	0,00E+00	7,43E+00	8,75E+01

Dikarenakan besar luas area yang terkena dampak keracunan bernilai “0”, maka dari itu nilai konsekuensi area kebakaran menjadi data tunggal untuk dikonversi menjadi kategori konsekuensi yang mengacu pada Tabel B-3 *appendix B API 581 Base Resource Document* (Lampiran A, xxxvii). Sehingga akhirnya didapatkan kategori konsekuensi untuk setiap ukuran pipa, sebagai berikut :

Tabel 4.22 Kategori Konsekuensi

No.	Tag No.	Nominal Pipe Size (inch)	TMSF adjust	Kategori Konsekuensi
1	EJ-PL-117-A	0,75	18	B
2		2	2,8	B
3		3	2,8	B
4		4	138	B

Dengan mendapatkan nilai peluang kegagalan pada tabel 4.13 dan kategori konsekuensi pada Tabel 4.22, maka didapatkan nilai risiko yang kemudian dapat diubah menjadi tingkat risiko dari setiap ukuran pipa berdasarkan Gambar B-2 *appendix B API 581 Base Resource Document* (Lampiran A, xxxvi). Berikut tingkat risiko dari keempat pipa :

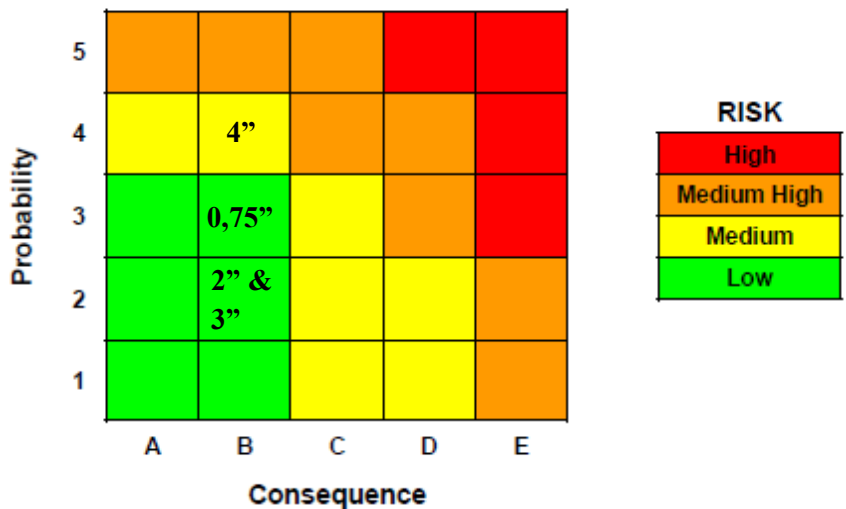


Laporan Tugas Akhir Jurusan Teknik Material dan Metalurgi

Tabel 4.23 Tingkat Risiko

No.	Tag No.	Nominal Pipe Size (inch)	Nilai Risiko	Tingkat Risiko
1	EJ-PL-117-A	0,75	3B	Low
2		2	2B	Low
3		3	2B	Low
4		4	4B	Medium

Berikut disertakan matriks risiko dan penempatan tingkat risiko pipa pada matriks tersebut :



Gambar 4.2 Matriks Risiko

Setelah nilai risiko diimplementasikan pada matriks risiko, maka didapatkan tingkat risiko dari keempat pipa. Pipa dengan diameter 0,75", 2", dan 3" memiliki tingkat risiko



rendah/*low risk*. Sementara untuk pipa dengan diameter 4” menempati tingkat risiko sedang/*medium*.

4.3 Inspeksi

Setelah diketahui tingkat risiko dari semua pipa, maka langkah selanjutnya adalah menentukan metode dan penjadwalan inspeksi yang akan dilakukan. Tujuan dari inspeksi sendiri ialah untuk meminimalisir terjadinya kebocoran pada pipa berdasarkan analisa tingkat risiko yang telah dilakukan sebelumnya, dengan cara mendeteksi jenis kerusakan yang terjadi, dan melakukan inspeksi yang tepat untuk mendeteksi kerusakan.

4.3.1 Metode Inspeksi

Metode inspeksi merupakan suatu cara atau metode yang digunakan untuk mendeteksi kerusakan yang terjadi pada peralatan yang diinspeksi. Dalam menentukan metode inspeksi yang sesuai, maka didasarkan pada jenis kerusakan yang terjadi pada pipa. Pada penelitian ini jenis kerusakan yang terjadi pada pipa hanyalah jenis kerusakan *thinning*. Mengacu pada Tabel 9-7 API 581 *Base Resource Document* (Lampiran A,xxxiv), maka metode inspeksi yang sesuai ialah pemeriksaan secara visual, *ultrasonic straight beam*, *eddy current*, *flux leakage*, *radiography*, dan pengukuran dimensi. Berdasarkan API 581 *Base Resource Document*, dapat digunakan lebih dari satu metode inspeksi dalam melakukan inspeksi. Pada inspeksi sebelumnya, metode yang digunakan ialah pemeriksaan secara visual, *ultrasonic straight beam*, dan *radiography*. Ketiga metode inspeksi yang dilakukan sudah memenuhi kriteria, maka dari itu metode inspeksi yang sebelumnya sudah dilakukan dapat dilakukan kembali pada proses inspeksi selanjutnya.

4.3.2 Jadwal Inspeksi

Jadwal inspeksi merupakan waktu yang dibutuhkan untuk melakukan inspeksi selanjutnya. Untuk menentukan interval



Laporan Tugas Akhir Jurusan Teknik Material dan Metalurgi

penjadwalan inspeksi masing-masing pipa, apabila digunakan acuan API 570 *Piping Inspection Code*, dimana interval inspeksi didapatkan berdasarkan *class* yang dimiliki oleh keempat pipa, dimana semua pipa termasuk ke dalam *class* 3. Pipa yang termasuk dalam kategori *class* 3 ialah pipa-pipa yang memiliki konsekuensi kebakaran akan tetapi tidak akan menguap secara signifikan apabila terjadi kebocoran, serta tidak berada pada area dengan akt4itas tinggi. Berdasarkan Tabel 6-1 pada API 570 *Piping Inspection Code* (Lampiran B, xl), maka didapatkan jadwal inspeksi untuk pengukuran ketebalan dan *external visual* ialah maksimal 10 tahun.

Sementara berdasarkan API 581, penjadwalan inspeksi didasarkan pada sisa umur pakai pipa. Untuk mencari sisa umur pakai pipa, maka digunakan persamaan dibawah ini :

$$R_L = \frac{t_{act} - t_{min}}{r} \quad (4.3)$$

dimana :

R_L = *Remaining Life*/sisa umur pakai (years),

t_{act} = tebal aktual pipa (mm),

t_{req} = tebal pipa sebelum dikenai *corrosion allowance* (mm),

CR = *corrosion rate*/laju korosi (mm/year).

Dari persamaan diatas maka akan didapatkan hasil seperti pada Tabel 4.24, sebagai berikut :

Tabel 4.24 Sisa Umur Pakai Pipa

No.	Tag No.	Nominal Pipe Size (inch)	Sisa umur pakai (tahun)	t_{req}	t_{act}
1	EJ-PL-117-A	0,75	4,056183	0,79	3,22
2		2	8,395161	2,1	3,44
3		3	2,531738	3,15	3,93
4		4	-0,67887	4,19	3,44



Setelah mengetahui sisa umur pakai pipa maka dapat diketahui interval inspeksi yang akan dilakukan mengacu pada API 581 *Base Resource Document*. Sehingga didapatkan interval inspeksi untuk masing-masing pipa ialah :

Tabel 4.25 Interval Inspeksi

No.	Tag No.	Nominal Pipe Size (inch)	Interval Inspeksi
1	EJ-PL-117-A	0,75	0 tahun
2		2	0 tahun
3		3	0 tahun
4		4	0 tahun

Berdasarkan Tabel 4.25 , diperoleh hasil bahwa semua pipa harus direparasi dan tidak perlu dilakukan inspeksi. Untuk pipa dengan diameter 4” harus segera dilakukan reparasi dikarenakan nilai ketebalan aktual pipa lebih kecil dari nilai ketebalan pipa yang dibutuhkan. Sementara untuk ketiga pipa lainnya waktu maksimal untuk melakukan reparasi ialah setengah dari sisa umur pakai pipa.

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Dari penelitian yang telah dilakukan, maka didapatkan kesimpulan sebagai berikut :

1. Tingkat resiko pipa dengan diameter 0,75", 2", dan 3" berada pada tingkat rendah/*low risk*. Sementara pipa dengan diameter 4" berada pada tingkat sedang/*medium risk*.
2. Dari tingkat resiko yang telah didapatkan, maka metode inspeksi yang sesuai ialah pemeriksaan secara visual, *ultrasonic straight beam*, dan *radiography*.
3. Untuk penjadwalan inspeksi, tidak diperlukan adanya inspeksi selanjutnya. Seluruh pipa sebaiknya direparasi. Untuk pipa dengan diameter 4" harus segera dilakukan reparasi dikarenakan nilai ketebalan aktual pipa lebih kecil dari nilai ketebalan pipa yang dibutuhkan. Sementara untuk ketiga pipa lainnya waktu maksimal untuk melakukan reparasi ialah setengah dari sisa umur pakai pipa.

5.2 Saran

Adapun saran untuk penelitian kali ini ialah sebagai berikut :

1. Melakukan perhitungan biaya mitigasi untuk reparasi pipa.
2. Mendalami permasalahan mekanisme kerusakan pipa agar dapat menurunkan tingkat resiko yang terjadi pada pipa.



(Halaman ini sengaja dikosongkan)

LAMPIRAN A

Tabel API 581 *Base Resource Document* yang digunakan

Table 7-1—List of Materials Modeled in RBI Base Resource Document

Representative Material	Examples of Applicable Materials
C ₁ – C ₂	Methane, ethane, ethylene, LNG
C ₃ – C ₅	Propane, butane, isobutane, LPG
C ₅	Pentane
C ₆ – C ₈	Gasoline, naphtha, light straight run, heptane
C ₉ – C ₁₂	Diesel, kerosene
C ₁₃ – C ₁₆	Jet fuel, kerosene, atmospheric gas or
C ₁₇ – C ₂₅	Gas oil, typical crude
C ₂₅₊	Residuum, heavy crude
H ₂	Hydrogen only
H ₂ S	Hydrogen sulfide only
HF	Hydrogen fluoride
Water	Water
Steam	Steam
Acid (low)	Low-pressure acid with caustic
Acid (medium)	Low-pressure acid with caustic
Acid (high)	Low-pressure acid with caustic
Aromatics	Benzene, toluene, zylene
Styrene	Styrene

Table 7-2—Properties of the BRD Representative Fluids

Fluid	Molecular Weight	Density lb/ft ³	Normal Boiling Point °F	Ambient State	Cp Gas Constant A	Cp Gas Constant B	Cp Gas Constant C	Cp Gas Constant D	Auto Ignition Temperature °F
C1-C2	23	5.639	193	Gas	12.3	1.150E-01	-2.870E-05	-1.300E-09	1,036
C3-C4	51	3.610	6.3	Gas	2.632	0.3188	1.347E+04	1.466E-08	696
C6-C8	100	42.702	210	Liquid	-5.146	6.762E-01	-3.651E-04	7.658E-08	433
C9-C12	149	45.823	364	Liquid	-8.5	1.010E+00	-5.560E-04	1.180E-07	406
C13-C16	205	47.728	502	Liquid	-11.7	1.390E+00	-7.720E-04	1.670E-07	396
C17-C25	280	48.383	651	Liquid	-22.4	1.940E+00	-1.120E-03	-2.530E-07	396
C25+	422	56.187	981	Liquid	-22.4	1.940E+00	-1.120E-03	-2.530E-07	396
H ₂	2	4.433	-423	Gas	27.1	9.270E-03	-1.380E-05	7.650E-09	752
H ₂ S	34	61.993	-75	Gas	31.9	1.440E-03	2.430E-05	-1.180E-08	500
HF	20	60.370	68	Gas	29.1	6.610E-04	-2.030E-06	2.500E-09	32,000
Water	18	62.3	212	Liquid	32.4	0.001924	1.05E-05	-3.6E-07	n/a
Steam	18	62.3	212	Gas	32.4	0.001924	1.05E-05	-3.6E-07	n/a
Acid (low)	18	62.3	212	Liquid	32.4	0.001924	1.05E-05	-3.6E-09	n/a
Acid (med.)	18	62.3	212	Liquid	32.4	0.001924	1.05E-05	-3.6E-09	n/a
Acid (high)	18	62.3	212	Liquid	32.4	0.001924	1.05E-05	-3.6E-09	n/a
Aromatics	104	42.7314	293.3	Liquid	-28.25	0.6159	-4.02E-04	9.94E-08	914
Styrene	104	42.7314	293.3	Liquid	-28.25	0.6159	-4.02E-04	9.94E-08	914

Note: Reid, Robert C, et. al., *The Properties of Gases and Liquids*, 4th Edition, McGraw-Hill, New York, 1987.

Table 7-5—Guidelines for Determining the Phase of a Fluid

Phase of Fluid at Steady-State Operating Conditions	Phase of Fluid at Steady-State Ambient Conditions	Determination of Final Phase for Consequence Calculation
gas	gas	model as gas
gas	liquid	model as gas
liquid	gas	model as gas <i>unless</i> the fluid boiling point at ambient conditions is greater than 80°F, then model as a liquid
liquid	liquid	model as liquid

Table 7-6—Detection and Isolation System Rating Guide

Type of Detection System	Detection Classification
Instrumentation designed specifically to detect material losses by changes in operating conditions (i.e., loss of pressure or flow) in the system.	A
Suitably located detectors to determine when the material is present outside the pressure-containing envelope.	B
Visual detection, cameras, or detectors with marginal coverage	C
Type of Isolation System	Isolation Classification
Isolation or shutdown systems activated directly from process instrumentation or detectors, with no operator intervention.	A
Isolation or shutdown systems activated by operators in the control room or other suitable locations remote from the leak.	B
Isolation dependent on manually-operated valves	C

Table 7-7—Leak Durations Based on Detection and Isolation Systems

Detection System Rating	Isolation System Rating	Leak Duration
A	A	20 minutes for 1/4-inch leaks 10 minutes for 1-inch leaks 5 minutes for 4-inch leaks
A	B	30 minutes for 1/4-inch leaks 20 minutes for 1-inch leaks 10 minutes for 4-inch leaks
A	C	40 minutes for 1/4-inch leaks 30 minutes for 1-inch leaks 20 minutes for 4-inch leaks
B	A or B	40 minutes for 1/4-inch leaks 30 minutes for 1-inch leaks 20 minutes for 4-inch leaks
B	C	1 hour for 1/4-inch leaks 30 minutes for 1-inch leaks 20 minutes for 4-inch leaks
C	A, B, or C	1 hour for 1/4-inch leaks 40 minutes for 1-inch leaks 20 minutes for 4-inch leaks

Table 7-8—Continuous Release Consequence Equations—Auto Ignition Not Likely^a

Material	Final Phase Gas		Final Phase Liquid	
	Area of Equipment Damage (ft ²)	Area of Fatalities (ft ²)	Area of Equipment Damage (ft ²)	Area of Fatalities (ft ²)
C ₁ –C ₂	$A = 43 x^{0.98}$	$A = 110 x^{0.96}$		
C ₃ –C ₄	$A = 49 x^{0.98}$	$A = 125 x^{0.96}$		
C ₅	$A = 25.2 x^{0.98}$	$A = 62.1 x^{1.00}$	$A = 536 x^{0.90}$	$A = 1544 x^{0.90}$
C ₆ –C ₈	$A = 29 x^{0.98}$	$A = 68 x^{0.96}$	$A = 182 x^{0.89}$	$A = 516 x^{0.89}$
C ₉ –C ₁₂	$A = 12 x^{0.98}$	$A = 29 x^{0.96}$	$A = 130 x^{0.90}$	$A = 373 x^{0.89}$
C ₁₃ –C ₁₆			$A = 64 x^{0.90}$	$A = 183 x^{0.89}$
C ₁₇ –C ₂₅			$A = 20 x^{0.90}$	$A = 57 x^{0.89}$
C ₂₅ +			$A = 11 x^{0.91}$	$A = 33 x^{0.89}$
H ₂	$A = 198 x^{0.992}$	$A = 614 x^{0.933}$		
H ₂ S	$A = 32 x^{1.00}$	$A = 52 x^{1.00}$		
HF				
Aromatics	$A = 121.39 x^{0.8911}$	$A = 359 x^{0.8821}$		
Styrene	$A = 121.39 x^{0.8911}$	$A = 359 x^{0.8821}$		

Note: Shaded area represents cases in which equations are nonapplicable.

x = total release rate, lb/sec.

A = area, ft².

^aNot likely if process temperature is less than auto ignition temperature plus 80°F.

Table 7-9—Instantaneous Release Consequence Equations—Auto Ignition Not Likely^a

Material	Final Phase Gas		Final Phase Liquid	
	Area of Equipment Damage (ft ²)	Area of Fatalities (ft ²)	Area of Equipment Damage (ft ²)	Area of Fatalities (ft ²)
C ₁ –C ₂	$A = 41 x^{0.67}$	$A = 79 x^{0.67}$		
C ₃ –C ₄	$A = 28 x^{0.72}$	$A = 57.7 x^{0.75}$		
C ₅	$A = 13.4 x^{0.73}$	$A = 20.4 x^{0.76}$	$A = 1.49 x^{0.85}$	$A = 4.34 x^{0.85}$
C ₆ –C ₈	$A = 14 x^{0.67}$	$A = 26 x^{0.67}$	$A = 4.35 x^{0.78}$	$A = 12.7 x^{0.78}$
C ₉ –C ₁₂	$A = 7.1 x^{0.66}$	$A = 13 x^{0.66}$	$A = 3.3 x^{0.76}$	$A = 9.5 x^{0.76}$
C ₁₃ –C ₁₆			$A = 0.46 x^{0.88}$	$A = 1.3 x^{0.88}$
C ₁₇ –C ₂₅			$A = 0.11 x^{0.91}$	$A = 0.32 x^{0.91}$
C ₂₅ +			$A = 0.03 x^{0.99}$	$A = 0.081 x^{0.99}$
H ₂	$A = 545 x^{0.657}$	$A = 982 x^{0.652}$		
H ₂ S	$A = 148 x^{0.63}$	$A = 271 x^{0.63}$		
HF				
Aromatics	$A = 2.26 x^{0.8227}$	$A = 10.5 x^{0.7583}$		
Styrene	$A = 2.26 x^{0.8227}$	$A = 10.5 x^{0.7583}$		

Note: Shaded area represents cases in which equations are nonapplicable.

x = total release mass, lb.

A = area, ft².

^aNot likely if process temperature is less than auto ignition temperature plus 80°F.

Table 7-16—Adjustments to Flammable Consequences for Mitigation Systems

Response System Ratings		
Detection	Isolation	Consequence Adjustment
A	A	Reduce release rate or mass by 25%
A	B	Reduce release rate or mass by 20%
A or B	C	Reduce release rate or mass by 10%
B	B	Reduce release rate or mass by 15%
C	C	No adjustment to consequences
Mitigation System		Consequence Adjustment
Inventory blowdown, coupled with isolation system rated B or higher		Reduce release rate or mass by 25%
Fire water deluge system and monitors		Reduce consequence area by 20%
Fire water monitors only		Reduce consequence area by 5%
Foam spray system		Reduce consequence area by 15%

Table 8-1—Suggested Generic Equipment Failure Frequencies

Equipment Type	Data Source (References)	Leak Frequency (per year for four hole sizes)			
		1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture
Centrifugal Pump, single seal	1	6×10^{-2}	5×10^{-4}	1×10^{-4}	
Centrifugal Pump, double seal	1	6×10^{-3}	5×10^{-4}	1×10^{-4}	
Column	2	8×10^{-5}	2×10^{-4}	2×10^{-5}	6×10^{-6}
Compressor, Centrifugal	1		1×10^{-3}	1×10^{-4}	
Compressor, Reciprocating	6		6×10^{-3}	6×10^{-4}	
Filter	1	9×10^{-4}	1×10^{-4}	5×10^{-5}	1×10^{-5}
Fin/Fan Coolers	3	2×10^{-3}	3×10^{-4}	5×10^{-8}	2×10^{-8}
Heat Exchanger, Shell	1	4×10^{-5}	1×10^{-4}	1×10^{-5}	6×10^{-6}
Heat Exchanger, Tube Side	1	4×10^{-5}	1×10^{-4}	1×10^{-5}	6×10^{-6}
Piping, 0.75 in. diameter, per ft	3	1×10^{-5}			3×10^{-7}
Piping, 1 in. diameter, per ft	3	5×10^{-6}			5×10^{-7}
Piping, 2 in. diameter, per ft	3	3×10^{-6}			6×10^{-7}
Piping, 4 in. diameter, per ft	3	9×10^{-7}	6×10^{-7}		7×10^{-8}
Piping, 6 in. diameter, per ft	3	4×10^{-7}	4×10^{-7}		8×10^{-8}
Piping, 8 in. diameter, per ft	3	3×10^{-7}	3×10^{-7}	8×10^{-8}	2×10^{-8}
Piping, 10 in. diameter, per ft	3	2×10^{-7}	3×10^{-7}	8×10^{-8}	2×10^{-8}
Piping, 12 in. diameter, per ft	3	1×10^{-7}	3×10^{-7}	3×10^{-8}	2×10^{-8}
Piping, 16 in. diameter, per ft	3	1×10^{-7}	2×10^{-7}	2×10^{-8}	2×10^{-8}
Piping, > 16 in. diameter, per ft	3	6×10^{-8}	2×10^{-7}	2×10^{-8}	1×10^{-8}
Pressure Vessels	2	4×10^{-5}	1×10^{-4}	1×10^{-5}	6×10^{-6}
Reactor	2	1×10^{-4}	3×10^{-4}	3×10^{-5}	2×10^{-5}
Reciprocating Pumps	7	.07	.01	.001	.001
Atmospheric Storage Tank	5	4×10^{-5}	1×10^{-4}	1×10^{-5}	2×10^{-5}

Table 8-3—Confidence in Predicted Damage Rate

Actual Damage Rate Range	Low Reliability Data	Moderate Reliability Data	High Reliability Data
Predicted rate or less	0.5	0.7	0.8
Predicted rate to two times rate	0.3	0.2	0.15
Two to four times predicted rate	0.2	0.1	0.05

Table 8-5—Inspection Effectiveness for General Internal Corrosion

Qualitative Inspection Effectiveness Category	General Corrosion Examples
<p>Highly Effective Inspection methods correctly identify the anticipated in-service damage in nearly every case (90%).</p>	<p>Assessment of general corrosion by complete internal visual examination coupled with ultrasonic thickness measurements.</p>
<p>Usually Effective The inspection methods will correctly identify the actual damage state most of the time (70%).</p>	<p>Assessment of general corrosion by partial internal visual examination coupled with ultrasonic thickness measurements.</p>
<p>Fairly Effective The inspection methods will correctly identify the true damage state about half of the time (50%).</p>	<p>Assessment of general corrosion by external spot ultrasonic thickness measurements.</p>
<p>Poorly Effective The inspection methods will provide little information to correctly identify the true damage state (40%).</p>	<p>Assessment of general corrosion by hammer testing, telltale holes.</p>
<p>Ineffective The inspection method will provide no or almost no information that will correctly identify the true damage state (33%).</p>	<p>Assessment of general internal corrosion by external visual examination.</p>

Table 9-7—Effectiveness of Inspection Techniques for Various Damage Types

Inspection Technique	Thinning	Surface Connected Cracking	Subsurface Cracking	Microfissuring/ Microvoid Formation	Metallurgical Changes	Dimensional Changes	Blistering
Visual Examination	1-3	2-3	X	X	X	1-3	1-3
Ultrasonic Straight Beam	1-3	3-X	3-X	2-3	X	X	1-2
Ultrasonic Shear Wave	X	1-2	1-2	2-3	X	X	X
Fluorescent Magnetic Particle	X	1-2	3-X	X	X	X	X
Dye Penetrant	X	1-3	X	X	X	X	X
Acoustic Emission	X	1-3	1-3	3-X	X	X	3-X
Eddy Current	1-2	1-2	1-2	3-X	X	X	X
Flux Leakage	1-2	X	X	X	X	X	X
Radiography	1-3	3-X	3-X	X	X	1-2	X
Dimensional Measurements	1-3	X	X	X	X	1-2	X
Metallography	X	2-3	2-3	2-3	1-2	X	X

1 = Highly effective

2 = Moderately effective

3 = Possibly effective

X = Not normally used

Table 9-9—The Five Effectiveness Categories

Qualitative Inspection Effectiveness Category	General Corrosion Examples
<p>Highly Effective</p> <p>Inspection methods correctly identify the anticipated in-service damage in nearly every case. (90%).</p>	<p>Assessment of general corrosion by complete internal visual examination coupled with ultrasonic thickness measurements.</p>
<p>Usually Effective</p> <p>The inspection methods will correctly identify the actual damage state most of the time. (70%).</p>	<p>Assessment of general corrosion by partial internal visual examination coupled with ultrasonic thickness measurements.</p>
<p>Fairly Effective</p> <p>The inspection methods will correctly identify the true damage state about half of the time. (50%).</p>	<p>Assessment of general corrosion by external spot ultrasonic thickness measurements.</p>
<p>Poorly Effective</p> <p>The inspection methods will provide little information to correctly identify the true damage state. (40%).</p>	<p>Assessment of general corrosion by hammer testing, telltale holes.</p>
<p>Ineffective</p> <p>The inspection method will provide no or almost no information that will correctly identify the true damage state. (33%).</p>	<p>Assessment of general internal corrosion by external visual examination.</p>

Table B-1—Inventory Category Ranges

Category	Range	Value Used In Calculations
A	100 to 1,000 lbs.	500
B	1,000 to 10,000 lbs.	5,000
C	10,000 to 100,000 lbs.	50,000
D	100,000 to 1,000,000 lbs.	500,000
E	1,000,000 to 10,000,000 lbs.	5,000,000

Table B-2—Description of Inventory Categories

Category	Qualitative Description
A	The release will result in less than total deinventory of the equipment item being evaluated.
B	The release will result in total deinventory of the equipment item being evaluated.
C	The release will result in total deinventory of the equipment item being evaluated, plus one to ten other equipment items.
D	The release will result in total deinventory of the equipment item being evaluated, plus ten or more other equipment items.
E	The release will result in total deinventory of the unit.

Table B-3—Consequence Area Categories

Consequence Category	Likelihood Weighted Average Area
A	< 10 ft ²
B	10 – 100 ft ²
C	100 – 1,000 ft ²
D	1,000 – 10,000 ft ²
E	> 10,000 ft ²

Table B-5—Technical Module Subfactor Conversion

Likelihood Category	Technical Module Subfactor
1	< 1
2	1 – 10
3	10 – 100
4	100 – 1,000
5	> 1,000

Table G-7—Thinning Technical Module Subfactors

Number of Inspections		1				2				3				4				5				6							
		Inspection Effectiveness				Inspection Effectiveness				Inspection Effectiveness				Inspection Effectiveness				Inspection Effectiveness				Inspection Effectiveness							
ar/t	No Inspect.	Poorly	Fairly	Usually	Highly	Poorly	Fairly	Usually	Highly	Poorly	Fairly	Usually	Highly	Poorly	Fairly	Usually	Highly	Poorly	Fairly	Usually	Highly	Poorly	Fairly	Usually	Highly	Poorly	Fairly	Usually	Highly
0.02	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
0.04	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
0.06	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
0.08	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
0.10	2	2	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
0.12	6	5	3	2	1	4	2	1	1	3	1	1	1	2	1	1	1	2	1	1	1	2	1	1	1	1	1	1	1
0.14	20	17	10	6	1	13	6	1	1	10	3	1	1	7	2	1	1	5	1	1	1	5	1	1	1	4	1	1	1
0.16	90	70	50	20	3	50	20	4	1	40	10	1	1	30	5	1	1	20	2	1	1	20	2	1	1	14	1	1	1
0.18	250	200	130	70	7	170	70	10	1	130	35	3	1	100	15	1	1	70	7	1	1	70	7	1	1	50	3	1	1
0.20	400	300	210	110	15	290	120	20	1	260	60	5	1	180	20	2	1	120	10	1	1	120	10	1	1	100	6	1	1
0.25	520	450	290	150	20	350	170	30	2	240	80	6	1	200	30	2	1	150	15	2	1	150	15	2	1	120	7	1	1
0.30	650	550	400	200	30	400	200	40	4	320	110	9	2	240	50	4	2	180	25	3	2	180	25	3	2	150	10	2	2
0.35	750	650	550	300	80	600	300	80	10	540	150	20	5	440	90	10	4	350	70	6	4	350	70	6	4	280	40	5	4
0.40	900	800	700	400	130	700	400	120	30	600	200	50	10	500	140	20	8	400	110	10	8	400	110	10	8	350	90	9	8
0.45	1050	900	810	500	200	800	500	160	40	700	270	60	20	600	200	30	15	500	160	20	15	500	160	20	15	400	130	20	15
0.50	1200	1100	970	600	270	1000	600	200	60	900	360	80	40	800	270	50	40	700	210	40	40	700	210	40	40	600	180	40	40
0.55	1350	1200	1130	700	350	1100	750	300	100	1000	500	130	90	900	350	100	90	800	260	90	90	800	260	90	90	700	240	90	90
0.60	1500	1400	1250	850	500	1300	900	400	230	1200	620	250	210	1000	450	220	210	900	360	210	210	900	360	210	210	800	300	210	210
0.65	1900	1700	1400	1000	700	1600	1105	670	530	1300	880	550	500	1200	700	530	500	1100	640	500	500	1100	640	500	500	1000	600	500	500

Instructions:

1. Find the row with the calculated ar/t value or the next higher value, or interpolation may be used between rows.
2. Determine subfactor under appropriate column for number of inspections of the highest inspection effectiveness.

Table G-8—Guidelines for Determining the
Overdesign Factor

MAWP/OP $T_{act} / (T_{act} - CA)$	Overdesign Factor
1.0 to 1.5	1.0
> 1.5	0.5

LAMPIRAN B

Tabel API 570 Piping Inspection Code yang digunakan

Table 6-1—Recommended Maximum Inspection Intervals

Type of Circuit	Thickness Measurements	Visual External
Class 1	5 years	5 years
Class 2	10 years	5 years
Class 3	10 years	10 years
Injection points ^a	3 years	By Class
Soil-to-air interfaces ^b	—	By Class

LAMPIRAN C

A. Perhitungan Nilai Risiko *Process Piping* PL-117-A Diamter 0,75”

Tabel C.1 Perhitungan Laju Kebocoran *Process Piping* PL-117-A Diamter 0,75”

Part A	RELEASE RATE CALCULATION	
	Estimation of release rates for different hole sizes and release types and durations for each of the hole sizes.	
Step I	CALCULATE RELEASE RATE	
1.	Enter representative material contained in equipment being evaluated. (Table 7.2 in Section 7)	C17 - C25
2.	Enter the inventory category for the equipment using the guidelines in Tabel B-2 of Appendix B.	C
2a.	Enter the inventory value as the midpoint of the range, or as a calculated value. (See Appendix B, TableB-1).	50.000
3.	Use Table 7.6 in Section 7 to enter detection rating applicable to the detection systems present in the area.	B
4.	Use Table 7.6 in Section 7 to enter detection rating applicable to the isolation systems present in the area.	C

5.	Use Table 7.7 in Section 7 to estimate leak duration based on detection and isolation systems.	$\frac{1}{4}$ in.	1 in.	4 in.	Rupture
		60	30	20	0
		min	min	min	min
6.	Enter operating pressure	110			psia
7.	Circle gas or liquid, depending on the phase of the fluid in the equipment. If liquid, skip to Line 15.	Liquid			
LIQUID RELEASE RATE					
15.	Use liquid release Equation 7.1 in Section 7.4 to calculate release rate. Enter rate. Go to Line 16.	0,277	4,44	71,03	1136,46
		lb/sec	lb/sec	lb/sec	lb/sec
Step II	DETERMINE RELEASE TYPE FOR EACH HOLE SIZE				
16.	Divide maximum permissible released inventory by the appropriate release rate = Line 2 / (Line 13, 14 or 15). Divide by 60 to get minutes. Enter value. This is the time required to deinventory, based on initial flow rates.	3008,42	187,69	11,73	0,733
		min	min	min	min
17.	Is flow rate (line 13, 14 or 15) times three minutes > 10,000 lbs.? If the answer is yes, circle "inst" for instantaneous. Otherwise, circle "cont" for continuous. Note that $\frac{1}{4}$ in. Hole sizes are always "cont".	cont.	cont.	inst.	inst.
DETERMINATION OF PHASE AFTER RELEASE					

18.	Enter the boiling point of the fluid at atmospheric pressure, T_{NBP}	651		°F	
19.	Use Table 7.5 to determine the phase of the fluid after the release. Enter the phase	Liquid			
20.	Enter the initials of the circled terms in Lines 17 and 19. This the release type (i.e., IL for instantaneous liquid, etc.)	CL	CL	IL	IL
21.	Look at Line 5 and at Line 16. For each hole size, enter the lesser of the two. This is the release duration. For instantaneous, the duration is assumed to be 0. (Release duration at Line 5 is based on detection/isolation and at Line 16 is based on inventory / release rate.)	60	30	0	0
		min	min	min	min
DETERMINE OF INSTANTANEOUS RELEASE MASS					
22.	Enter the inventory of the equipment being evaluated from from Line 2a. This is the instantaneous release mass.	50.000		lbs	

Tabel C.2 Perhitungan PoF *Process Piping* PL-117-A Diamter 0,75”

Part B	LIKELIHOOD / PROBABILITY ANALYSIS			
	Likehood Analysis is the product of several factors that can indicate likelihood of equipment failure			
Step I	TECHNICAL MODULES SUBFACTOR (See 8.3.1)			
	Screen to identify damage mechanisms. Use appropriate damage mechanism technical module (see Appendix B) to determine individual factors.			
	If no damage mechanisms are identified, then enter -2 as technical module subfactor (Line 11).			
1.	Identified damage mechanisms			
	1a. Thinning/Corrosion (Y/N)			Y
	1b. HTHA (Y/N)			N
	1c. SCC (Y/N)			N
Note : Items 2 through 7 are for according certain basic information applicable to the Technical Modules. Not all items are required by each module, and not all data required by each Technical Module are presented below.		1a	1b	1c
2.	Age of equipment in current service	1		
	2A. Estimated/measured corrosion rate	0,6		
	2B. Nelson Curve Temperature			

	2C. SCC Crack Size or Susceptibility			
3.	Calculate left column of Technical Module table			
4.	Determine inspection equivalents (H, U, F, P, I)	F		
	4a. Number of Inspections	2		
5.	Technical module subfactor from table (Table G-7).	20		
6.	Correction for overdesign (Table G-8).	1		
7.	Correction for highly reliable damage rate data (Table 8.3).	0,8		
8.	Corrected technical module subfactor	16	1	1
9.	Combined technical module subfactor	18		
10.	Likelihood category from Table B-6 of Appendix B	3		

Tabel C.3 Perhitungan Konsekuensi Kebakaran *Process Piping* PL-117-A Diamter 0,75”

Part C.1	FLAMMABLE CONSEQUENCE CALCULATIONS				
	Estimation of flammable consequences area for equipment and personnel due to an ignited release of hydrocarbon				
REPRESENTATIVE MATERIAL					
1.	Copy representative material (Line 1 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	C17 - C25			
HOLE SIZES--->		1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture
RELEASE TYPE					
2.	COPY RELEASE TYPE (Line 23 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	cont.	cont.	inst.	inst.
RELEASE RATE OR MASS					
3.	Copy the release rate or mass (Line 13 or 14 or 15 or 22 from Release Rate Calculation Workbook, Part A), depending on the type of release	0,277	4,44	71,03	1136,46
		lb or lb/min	lb or lb/min	lb or lb/min	lb or lb/min
DETECTION RATING					
4.	Copy Line 3 from Release Rate Worksheet (detection rating applicable to the detection systems present in the area).	B	B	B	B

ISOLATION RATING					
5.	Copy Line 4 from Release Rate Worksheet (isolation rating applicable to the isolation systems present in the area).	C	C	C	C
ADJUSTMENTS FOR FLAMMABLE EVENT MITIGATION					
6.	Look at Table 7.16 in Section 7 to adjust release rates or mass based on Line 4 and 5 above. Enter adjusted release rate or mass. For mitigation systems that reduce consequence area (firewater deluge system, monitors, or foam spray system), make adjustment on Line 9.	0,2493	3,996	63,927	1022,814
		lb or lb/min	lb or lb/min	lb or lb/min	lb or lb/min
EQUIPMENT DAMAGE AREA					
7.	Look at Equipment Damage equations in Consequenc Equation Tables 7.8 to 7.11 and replace "x" by adjusted release rate or mass (Line 6) in appropriate equations. (use the information in Lines 1, 2, and 3 to select the correct equation) Use Table 7.10 or 7.11 if the fluid is at 80°F above its auto ignition temperature, otherwise use Table 7.8 or 7.9.	5,73	69,58	4,84	60,3
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
POTENTIAL FATALITIES AREAS					
8.	Look at Area of Potential Fatalities in Consequenc Equation Tables 7.10 to 7.13 and replace "x" by adjusted release rate or mass (Line 6) in appropriate	16,56	195,58	14,07	175,414

	equations. (use the information in Lines 1, 2, and 3 to select the correct equation) Use Table 7.10 or 7.11 if the fluid is at 80°F above its auto ignition temperature, otherwise use Table 7.8 or 7.9.				
CONSEQUENCE REDUCTION					
9.	If consequence can be reduce due to any of the mitigation systems in Table 7.16, Section 7.8, decrease Equipment Damage Area (Line 7) by recommended percentage. This is the <i>Equipment Damage Area</i> .--->	5,4435	66,101	4,598	57,285
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
10.	If consequence can be reduced due to any of the mitigation systems in Table 7.16 of Section 7.8, decrease the unadjusted Area of Potential Fatalities (Line 8) by recommended percentage. This is the Area of Fatalities.--->	15,732	185,501	13,367	166,64
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²

Tabel C.4 Perhitungan Konsekuensi Keracunan *Process Piping* PL-117-A Diamter 0,75”

Part C.2	TOXIC CONSEQUENCE CALCULATIONS				
	Estimation of the toxic consequence area for a realease of HF or H2S				
1.	Copy material (Line 1 from Release Rate Calculation Workbook, Part A). Note : Look-up tables have only been developed for HF & H2S.	C17 - C25			
HOLE SIZES--->		1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture
2.	Copy release type (Line 20 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	CL	CL	IL	IL
3.	Copy the release rate (Line 13 or 14 or 15 from Release Rate Calculation Workbook, Part A). For "instantaneous," skip to Line 8.	0,2493	3,996	0	0
		lb/sec	lb/sec	lb/sec	lb/sec
4.	Copy release durations from Line 21 on Release Rate Worksheet.	60	30	0	0
		min	min	min	min
5.	For "continous," see Figure 7.5 (HF) or Figure 7.6 (H2S). Select the curve with a release duration that matches or exceeds the duration shown in Line 4 above up to 1 hour. Use the selected curve to find the consequence area corresponding to release rates given in Line 3.	0	0	0	0
		ft²	ft²	ft²	ft²

6.	For "instantaneous," enter total inventory released (Line 22 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	0	0	50.000	50.000
		lb	lb	lb	lb
7.	For "instantaneous," see Figure 7.8. Locate curve applicable to material selected. Enter consequence area for release mass given in Line 6.	0	0	0	0
		ft²	ft²	ft²	ft²
8.	Enter the results of either Line 5 or Line 7 in this line. This is the toxic consequence area	0	0	0	0
		ft²	ft²	ft²	ft²

Tabel C.5 Perhitungan Risiko *Process Piping* PL-117-A Diamter 0,75"

Part D	RISK CALCULATIONS				
	Risk cvalues for release scenario from a single piece of equipment				
	HOLE SIZES--->	¹ / ₄ in.	1 in.	4 in.	Rupture
1.	Enter the generic failure frequency by hole size from Table 8.1.	1,E-05	0,E+00	0,E+00	3,E-07
2.	Calculate Sum of Failure Frequencies	1,E-05			/yr
3.	Calculate fraction contribution of each hole size by dividing the hole size generic frequency by the sum of the generic frequencies.	0,97	0	0	0,029
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
4.	Copy flammeable consequence results (Line 9 - Equipment Damage or Line 10--Area of Fatalities from Flammable Consequence Workbook, Part C.1)	15,732	0	0	166,64
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
5.	Multiply each value in Line 4 by the corresponding fraction in Line 3.	15,26	0	0	4,831
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
6.	Copy toxic consequence results (Line 8 from Toxic Consequence	0	0	0	0

	Workbook, Part C.2)				
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
7.	Multiply each value in Line 46 by the corresponding fraction in Line 3.	0	0	0	0
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
8.	Sum the values from Line 5. This is the Flammable Consequence area value.	20,1			ft ²
9.	Sum the values from Line 7. This is the Toxic Consequence area value.	0			ft ²
10.	Convert the value from either Line 7 or Line 8 to a category according to Appendix B. Table B-3. This is the Consequence Category.	B			
11.	Copy the Likelihood Category from Part B. Line 10 of this workbook.	3			
12.	Convert the catagories from Lines 10 and 11 to a risk category using Appendix B, Figure 2.	Low Risk			

B. Perhitungan Nilai Risiko *Process Piping* PL-117-A Diamter 2”

Tabel C.6 Perhitungan Laju Kebocoran *Process Piping* PL-117-A Diamter 2”

Part A	RELEASE RATE CALCULATION				
	Estimation of release rates for different hole sizes and release types and durations for each of the hole sizes.				
Step I	CALCULATE RELEASE RATE				
1.	Enter representative material contained in equipment being evaluated. (Table 7.2 in Section 7)	C17 - C25			
2.	Enter the inventory category for the equipment using the guidelines in Tabel B-2 of Appendix B.	C			
2a.	Enter the inventory value as the midpoint of the range, or as a calculated value. (See Appendix B, TableB-1).	50.000			
3.	Use Table 7.6 in Section 7 to enter detection rating applicable to the detection systems present in the area.	B			
4.	Use Table 7.6 in Section 7 to enter detection rating applicable to the isolation systems present in the area.	C			
5.	Use Table 7.7 in Section 7 to estimate leak duration based on detection and isolation systems.	¹ / ₄ in.	1 in.	4 in.	Rupture
		60	30	20	0

		min	min	min	min
6.	Enter operating pressure	110			psia
7.	Circle gas or liquid, depending on the phase of the fluid in the equipment. If liquid, skip to Line 15.	Liquid			
LIQUID RELEASE RATE					
15.	Use liquid release Equation 7.1 in Section 7.4 to calculate release rate. Enter rate. Go to Line 16.	0,277	4,44	71,03	1136,46
		lb/sec	lb/sec	lb/sec	lb/sec
Step II	DETERMINE RELEASE TYPE FOR EACH HOLE SIZE				
16.	Divide maximum permissible released inventory by the appropriate release rate = Line 2 / (Line 13, 14 or 15). Divide by 60 to get minutes. Enter value. This is the time required to deinventory, based on initial flow rates.	3008,42	187,69	11,73	0,733
		min	min	min	min
17.	Is flow rate (line 13, 14 or 15) times three minutes > 10,000 lbs.? If the answer is yes, circle "inst" for instantaneous. Otherwise, circle "cont" for continuous. Note that 1/4 in. Hole sizes are always "cont".	cont.	cont.	inst.	inst.
DETERMINATION OF PHASE AFTER RELEASE					
18.	Enter the boiling point of the fluid at atmospheric pressure, T _{NBP}	651			°F
19.	Use Table 7.5 to determine the phase of the fluid after the release.	Liquid			

	Enter the phase				
20.	Enter the initials of the circled terms in Lines 17 and 19. This the release type (i.e., IL for instantaneous liquid, etc.)	CL	CL	IL	IL
21.	Look at Line 5 and at Line 16. For each hole size, enter the lesser of the two. This is the release duration. For instantaneous, the duration is assumed to be 0. (Release duration at Line 5 is based on detection/isolation and at Line 16 is based on inventory / release rate.)	60	30	0	0
		min	min	min	min
DETERMINE OF INSTANTANEOUS RELEASE MASS					
22.	Enter the inventory of the equipment being evaluated from from Line 2a. This is the instantaneous release mass.	50.000			lbs

Tabel C.7 Perhitungan PoF *Process Piping* PL-117-A Diamter 2”

Part B	LIKELIHOOD / PROBABILITY ANALYSIS			
	Likehood Analysis is the product of several factors that can indicate likelihood of equipment failure			
Step I	TECHNICAL MODULES SUBFACTOR (See 8.3.1)			
	Screen to identify damage mechanisms. Use appropriate damage mechanism technical module (see Appendix B) to determine individual factors.			
	If no damage mechanisms are identified, then enter -2 as technical module subfactor (Line 11).			
1.	Identified damage mechanisms			
	1a. Thinning/Corrosion (Y/N)			Y
	1b. HTHA (Y/N)			N
	1c. SCC (Y/N)			N
Note : Items 2 through 7 are for according certain basic information applicable to the Technical Modules. Not all items are required by each module, and not all data required by each Technical Module are presented below.		1a	1b	1c
2.	Age of equipment in current service	1		
	2A. Estimated/measured corrosion rate	0,16		
	2B. Nelson Curve Temperature	-		

	2C. SCC Crack Size or Susceptibility	-		
3.	Calculate left column of Technical Module table	-		
4.	Determine inspection equivalents (H, U, F, P, I)	F		
	4a. Number of Inspections	2		
5.	Technical module subfactor from table (Table G-7).	1		
6.	Correction for overdesign (Table G-8).	1		
7.	Correction for highly reliable damage rate data (Table 8.3).	0,8		
8.	Corrected technical module subfactor	0,8	1	1
9.	Combined technical module subfactor	2,8		
10.	Likelihood category from Table B-6 of Appendix B	2		

Tabel C.8 Perhitungan Konsekuensi Kebakaran *Process Piping* PL-117-A Diamter 2”

Part C.1	FLAMMABLE CONSEQUENCE CALCULATIONS				
	Estimation of flammeable consequences area for equipment and personnel due to an ignited release of hydrocarbon				
REPRESENTATIVE MATERIAL					
1.	Copy representative material (Line 1 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	C17 - C25			
HOLE SIZES--->		$\frac{1}{4}$ in.	1 in.	4 in.	Rupture
RELEASE TYPE					
2.	COPY RELEASE TYPE (Line 23 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	cont.	cont.	inst.	inst.
RELEASE RATE OR MASS					
3.	Copy the release rate or mass (Line 13 or 14 or 15 or 22 from Release Rate Calculation Workbook, Part A), depending on the type of release	0,277	4,44	71,03	1136,46
		lb or lb/min	lb or lb/min	lb or lb/min	lb or lb/min
DETECTION RATING					
4.	Copy Line 3 from Release Rate Worksheet (detection rating applicableto the detection systems present in the area).	B	B	B	B

ISOLATION RATING					
5.	Copy Line 4 from Release Rate Worksheet (isolation rating applicable to the isolation systems present in the area).	C	C	C	C
ADJUSTMENTS FOR FLAMMABLE EVENT MITIGATION					
6.	Look at Table 7.16 in Section 7 to adjust release rates or mass based on Line 4 and 5 above. Enter adjusted release rate or mass. For mitigation systems that reduce consequence area (firewater deluge system, monitors, or foam spray system), make adjustment on Line 9.	0,2493	3,996	63,927	1022,814
		lb or lb/min	lb or lb/min	lb or lb/min	lb or lb/min
EQUIPMENT DAMAGE AREA					
7.	Look at Equipment Damage equations in Consequenc Equation Tables 7.8 to 7.11 and replace "x" by adjusted release rate or mass (Line 6) in appropriate equations. (use the information in Lines 1, 2, and 3 to select the correct equation) Use Table 7.10 or 7.11 if the fluid is at 80°F above its auto ignition temperature, otherwise use Table 7.8 or 7.9.	5,73	69,58	4,84	60,3
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
POTENTIAL FATALITIES AREAS					
8.	Look at Area of Potential Fatalities in Consequenc Equation Tables 7.10 to 7.13 and replace "x" by adjusted release rate or mass (Line 6) in appropriate	16,56	195,58	14,07	175,414

	equations. (use the information in Lines 1, 2, and 3 to select the correct equation) Use Table 7.10 or 7.11 if the fluid is at 80°F above its auto ignition temperature, otherwise use Table 7.8 or 7.9.				
CONSEQUENCE REDUCTION					
9.	If consequence can be reduce due to any of the mitigation systems in Table 7.16, Section 7.8, decrease Equipment Damage Area (Line 7) by recommended percentage. This is the <i>Equipment Damage Area</i> .--->	5,4435	66,101	4,598	57,285
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
10.	If consequence can be reduced due to any of the mitigation systems in Table 7.16 of Section 7.8, decrease the unadjusted Area of Potential Fatalities (Line 8) by recommended percentage. This is the Area of Fatalities.--->	15,732	185,501	13,367	166,64
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²

Tabel C.9 Perhitungan Konsekuensi Keracunan *Process Piping* PL-117-A Diamter 2"

Part C.2	TOXIC CONSEQUENCE CALCULATIONS				
	Estimation of the toxic consequence area for a realease of HF or H2S				
1.	Copy material (Line 1 from Release Rate Calculation Workbook, Part A). Note : Look-up tables have only been developed for HF & H2S.	C17 - C25			
HOLE SIZES--->		1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture
2.	Copy release type (Line 20 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	CL	CL	IL	IL
3.	Copy the release rate (Line 13 or 14 or 15 from Release Rate Calculation Workbook, Part A). For "instantaneous," skip to Line 8.	0,2493	3,996	0	0
		lb/sec	lb/sec	lb/sec	lb/sec
4.	Copy release durations from Line 21 on Release Rate Worksheet.	60	30	0	0
		min	min	min	min
5.	For "continous," see Figure 7.5 (HF) or Figure 7.6 (H2S). Select the curve with a release duration that matches or exceeds the duration shown in Line 4 above up to 1 hour. Use the selected curve to find the consequence area corresponding to release rates given in Line 3.	0	0	0	0
		ft²	ft²	ft²	ft²

6.	For "instantaneous," enter total inventory released (Line 22 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	0	0	50.000	50.000
		lb	lb	lb	lb
7.	For "instantaneous," see Figure 7.8. Locate curve applicable to material selected. Enter consequence area for release mass given in Line 6.	0	0	0	0
		ft²	ft²	ft²	ft²
8.	Enter the results of either Line 5 or Line 7 in this line. This is the toxic consequence area	0	0	0	0
		ft²	ft²	ft²	ft²

Tabel C.10 Perhitungan Risiko *Process Piping* PL-117-A Diamter 2”

Part D	RISK CALCULATIONS				
	Risk cvalues for release scenario from a single piece of equipment				
HOLE SIZES--->		1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture
1.	Enter the generic failure frequency by hole size from Table 8.1.	3,E-06	0,E+00	0,E+00	6,E-07
2.	Calculate Sum of Failure Frequencies	4,E-06			/yr
3.	Calculate fraction contribution of each hole size by dividing the hole size generic frequency by the sum of the generic frequencies.	0,83	0	0	0,167
		ft²	ft²	ft²	ft²
4.	Copy flammeable consequence results (Line 9 - Equipment Damage or Line 10--Area of Fatalities from Flammable Consequence Workbook, Part C.1)	15,732	0	0	166,64
		ft²	ft²	ft²	ft²
5.	Multiply each value in Line 4 by the corresponding fraction in Line 3.	13,06	0	0	27,83
		ft²	ft²	ft²	ft²
6.	Copy toxic consequence results (Line 8 from Toxic Consequence	0	0	0	0

	Workbook, Part C.2)				
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
7.	Multiply each value in Line 46 by the corresponding fraction in Line 3.	0	0	0	0
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
8.	Sum the values from Line 5. This is the Flammable Consequence area value.	40,89			ft ²
9.	Sum the values from Line 7. This is the Toxic Consequence area value.	0			ft ²
10.	Convert the value from either Line 7 or Line 8 to a category according to Appendix B. Table B-3. This is the Consequence Category.	B			
11.	Copy the Likelihood Category from Part B. Line 10 of this workbook.	2			
12.	Convert the catagories from Lines 10 and 11 to a risk category using Appendix B, Figure 2.	Low Risk			

C. Perhitungan Nilai Risiko *Process Piping* PL-117-A Diamter 3”

Tabel C.11 Perhitunga Laju Kebocoran *Process Piping* PL-117-A Diamter 3”

Part A	RELEASE RATE CALCULATION				
	Estimation of release rates for different hole sizes and release types and durations for each of the hole sizes.				
Step I	CALCULATE RELEASE RATE				
1.	Enter representative material contained in equipment being evaluated. (Table 7.2 in Section 7)	C17 - C25			
2.	Enter the inventory category for the equipment using the guidelines in Tabel B-2 of Appendix B.	C			
2a.	Enter the inventory value as the midpoint of the range, or as a calculated value. (See Appendix B, TableB-1).	50.000			
3.	Use Table 7.6 in Section 7 to enter detection rating applicable to the detection systems present in the area.	B			
4.	Use Table 7.6 in Section 7 to enter detection rating applicable to the isolation systems present in the area.	C			
5.	Use Table 7.7 in Section 7 to estimate leak duration based on detection and isolation systems.	¹ / ₄ in.	1 in.	4 in.	Rupture
		60	30	20	0

		min	min	min	min
6.	Enter operating pressure	110			psia
7.	Circle gas or liquid, depending on the phase of the fluid in the equipment. If liquid, skip to Line 15.	Liquid			
LIQUID RELEASE RATE					
15.	Use liquid release Equation 7.1 in Section 7.4 to calculate release rate. Enter rate. Go to Line 16.	0,277	4,44	71,03	1136,46
		lb/sec	lb/sec	lb/sec	lb/sec
Step II	DETERMINE RELEASE TYPE FOR EACH HOLE SIZE				
16.	Divide maximum permissible released inventory by the appropriate release rate = Line 2 / (Line 13, 14 or 15). Divide by 60 to get minutes. Enter value. This is the time required to deinventory, based on initial flow rates.	3008,42	187,69	11,73	0,733
		min	min	min	min
17.	Is flow rate (line 13, 14 or 15) times three minutes > 10,000 lbs.? If the answer is yes, circle "inst" for instantaneous. Otherwise, circle "cont" for continuous. Note that 1/4 in. Hole sizes are always "cont".	cont.	cont.	inst.	inst.
DETERMINATION OF PHASE AFTER RELEASE					
18.	Enter the boiling point of the fluid at atmospheric pressure, T _{NBP}	651			°F
19.	Use Table 7.5 to determine the phase of the fluid after the release.	Liquid			

	Enter the phase				
20.	Enter the initials of the circled terms in Lines 17 and 19. This the release type (i.e., IL for instantaneous liquid, etc.)	CL	CL	IL	IL
21.	Look at Line 5 and at Line 16. For each hole size, enter the lesser of the two. This is the release duration. For instantaneous, the duration is assumed to be 0. (Release duration at Line 5 is based on detection/isolation and at Line 16 is based on inventory / release rate.)	60	30	0	0
		min	min	min	min
DETERMINE OF INSTANTANEOUS RELEASE MASS					
22.	Enter the inventory of the equipment being evaluated from from Line 2a. This is the instantaneous release mass.	50.000			lbs

Tabel C.12 Perhitungan PoF *Process Piping* PL-117-A Diamter 3”

Part B	LIKELIHOOD / PROBABILITY ANALYSIS			
	Likehood Analysis is the product of several factors that can indicate likelihood of equipment failure			
Step I	TECHNICAL MODULES SUBFACTOR (See 8.3.1)			
	Screen to identify damage mechanisms. Use appropriate damage mechanism technical module (see Appendix B) to determine individual factors.			
	If no damage mechanisms are identified, then enter -2 as technical module subfactor (Line 11).			
1.	Identified damage mechanisms			
	1a. Thinning/Corrosion (Y/N)			Y
	1b. HTHA (Y/N)			N
	1c. SCC (Y/N)			N
Note : Items 2 through 7 are for according certain basic information applicable to the Technical Modules. Not all items are required by each module, and not all data required by each Technical Module are presented below.		1a	1b	1c
2.	Age of equipment in current service	1		
	2A. Estimated/measured corrosion rate	0,31		
	2B. Nelson Curve Temperature	-		

	2C. SCC Crack Size or Susceptibility	-		
3.	Calculate left column of Technical Module table	-		
4.	Determine inspection equivalents (H, U, F, P, I)	F		
	4a. Number of Inspections	2		
5.	Technical module subfactor from table (Table G-7).	1		
6.	Correction for overdesign (Table G-8).	1		
7.	Correction for highly reliable damage rate data (Table 8.3).	0,8		
8.	Corrected technical module subfactor	0,8	1	1
9.	Combined technical module subfactor	2,8		
10.	Likelihood category from Table B-6 of Appendix B	2		

Tabel C.13 Perhitungan Konsekuensi Kebakaran *Process Piping* PL-117-A Diamter 3”

Part C.1	FLAMMABLE CONSEQUENCE CALCULATIONS				
	Estimation of flammeable consequences area for equipment and personnel due to an ignited release of hydrocarbon				
REPRESENTATIVE MATERIAL					
1.	Copy representative material (Line 1 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	C17 - C25			
HOLE SIZES--->		$\frac{1}{4}$ in.	1 in.	4 in.	Rupture
RELEASE TYPE					
2.	COPY RELEASE TYPE (Line 23 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	cont.	cont.	inst.	inst.
RELEASE RATE OR MASS					
3.	Copy the release rate or mass (Line 13 or 14 or 15 or 22 from Release Rate Calculation Workbook, Part A), depending on the type of release	0,277	4,44	71,03	1136,46
		lb or lb/min	lb or lb/min	lb or lb/min	lb or lb/min
DETECTION RATING					
4.	Copy Line 3 from Release Rate Worksheet (detection rating applicableno to the detection systems present in the area).	B	B	B	B

ISOLATION RATING					
5.	Copy Line 4 from Release Rate Worksheet (isolation rating applicable to the isolation systems present in the area).	C	C	C	C
ADJUSTMENTS FOR FLAMMABLE EVENT MITIGATION					
6.	Look at Table 7.16 in Section 7 to adjust release rates or mass based on Line 4 and 5 above. Enter adjusted release rate or mass. For mitigation systems that reduce consequence area (firewater deluge system, monitors, or foam spray system), make adjustment on Line 9.	0,2493	3,996	63,927	1022,814
		lb or lb/min	lb or lb/min	lb or lb/min	lb or lb/min
EQUIPMENT DAMAGE AREA					
7.	Look at Equipment Damage equations in Consequenc Equation Tables 7.8 to 7.11 and replace "x" by adjusted release rate or mass (Line 6) in appropriate equations. (use the information in Lines 1, 2, and 3 to select the correct equation) Use Table 7.10 or 7.11 if the fluid is at 80°F above its auto ignition temperature, otherwise use Table 7.8 or 7.9.	5,73	69,58	4,84	60,3
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
POTENTIAL FATALITIES AREAS					
8.	Look at Area of Potential Fatalities in Consequenc Equation Tables 7.10 to 7.13 and replace "x" by	16,56	195,58	14,07	175,414

	adjusted release rate or mass (Line 6) in appropriate equations. (use the information in Lines 1, 2, and 3 to select the correct equation) Use Table 7.10 or 7.11 if the fluid is at 80°F above its auto ignition temperature, otherwise use Table 7.8 or 7.9.				
CONSEQUENCE REDUCTION					
9.	If consequence can be reduce due to any of the mitigation systems in Table 7.16, Section 7.8, decrease Equipment Damage Area (Line 7) by recommended percentage. This is the <i>Equipment Damage Area</i> .--->	5,4435	66,101	4,598	57,285
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
10.	If consequence can be reduced due to any of the mitigation systems in Table 7.16 of Section 7.8, decrease the unadjusted Area of Potential Fatalities (Line 8) by recommended percentage. This is the Area of Fatalities.--->	15,732	185,501	13,367	166,64
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²

Tabel C.14 Perhitungan Konsekuensi Keracunan *Process Piping* PL-117-A Diamter 3”

Part C.2	TOXIC CONSEQUENCE CALCULATIONS				
	Estimation of the toxic consequence area for a realease of HF or H2S				
1.	Copy material (Line 1 from Release Rate Calculation Workbook, Part A). Note : Look-up tables have only been developed for HF & H2S.	C17 - C25			
HOLE SIZES---->		¹/₄ in.	1 in.	4 in.	Rupture
2.	Copy release type (Line 20 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	CL	CL	IL	IL
3.	Copy the release rate (Line 13 or 14 or 15 from Release Rate Calculation Workbook, Part A). For "instantaneous," skip to Line 8.	0,2493	3,996	0	0
		lb/sec	lb/sec	lb/sec	lb/sec
4.	Copy release durations from Line 21 on Release Rate Worksheet.	60	30	0	0
		min	min	min	min
5.	For "continous," see Figure 7.5 (HF) or Figure 7.6 (H2S). Select the curve with a release duration that matches or exceeds the duration shown in Line 4 above up to 1 hour. Use the selected curve to find the consequence area corresponding to release rates given in Line 3.	0	0	0	0
		ft²	ft²	ft²	ft²

6.	For "instantaneous," enter total inventory released (Line 22 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	0	0	50.000	50.000
		lb	lb	lb	lb
7.	For "instantaneous," see Figure 7.8. Locate curve applicable to material selected. Enter consequence area for release mass given in Line 6.	0	0	0	0
		ft²	ft²	ft²	ft²
8.	Enter the results of either Line 5 or Line 7 in this line. This is the toxic consequence area	0	0	0	0
		ft²	ft²	ft²	ft²

Tabel C.15 Perhitungan Risiko *Process Piping* PL-117-A Diamter 3”

Part D	RISK CALCULATIONS				
	Risk cvalues for release scenario from a single piece of equipment				
	HOLE SIZES--->	1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture
1.	Enter the generic failure frequency by hole size from Table 8.1.	9,E-07	6,E-07	0,E+00	7,E-08
2.	Calculate Sum of Failure Frequencies	2,E-06			/yr
3.	Calculate fraction contribution of each hole size by dividing the hole size generic frequency by the sum of the generic frequencies.	0,57	0,38	0	0,045
		ft²	ft²	ft²	ft²
4.	Copy flammeable consequence results (Line 9 - Equipment Damage or Line 10--Area of Fatalities from Flammable Consequence Workbook, Part C.1)	15,732	185,801	0	166,64
		ft²	ft²	ft²	ft²
5.	Multiply each value in Line 4 by the corresponding fraction in Line 3.	8,97	70,6	0	7,49
		ft²	ft²	ft²	ft²
6.	Copy toxic consequence results (Line 8 from Toxic Consequence	0	0	0	0

	Workbook, Part C.2)				
		ft²	ft²	ft²	ft²
7.	Multiply each value in Line 46 by the corresponding fraction in Line 3.	0	0	0	0
		ft²	ft²	ft²	ft²
8.	Sum the values from Line 5. This is the Flammable Consequence area value.	87,06			ft²
9.	Sum the values from Line 7. This is the Toxic Consequence area value.	0			ft²
10.	Convert the value from either Line 7 or Line 8 to a category according to Appendix B. Table B-3. This is the Consequence Category.	B			
11.	Copy the Likelihood Category from Part B. Line 10 of this workbook.	2			
12.	Convert the catagories from Lines 10 and 11 to a risk category using Appendix B, Figure 2.	Low Risk			

D. Perhitungan Nilai Risiko *Process Piping* PL-117-A Diamter 4”

Tabel C.16 Perhitungan Laju Kebocoran *Process Piping* PL-117-A Diamter 4”

Part A	RELEASE RATE CALCULATION				
	Estimation of release rates for different hole sizes and release types and durations for each of the hole sizes.				
Step I	CALCULATE RELEASE RATE				
1.	Enter representative material contained in equipment being evaluated. (Table 7.2 in Section 7)	C17 - C25			
2.	Enter the inventory category for the equipment using the guidelines in Tabel B-2 of Appendix B.	C			
2a.	Enter the inventory value as the midpoint of the range, or as a calculated value. (See Appendix B, TableB-1).	50.000			
3.	Use Table 7.6 in Section 7 to enter detection rating applicable to the detection systems present in the area.	B			
4.	Use Table 7.6 in Section 7 to enter detection rating applicable to the isolation systems present in the area.	C			
5.	Use Table 7.7 in Section 7 to estimate leak duration based on detection and isolation systems.	¹ / ₄ in.	1 in.	4 in.	Rupture
		60	30	20	0

		min	min	min	min
6.	Enter operating pressure	110			psia
7.	Circle gas or liquid, depending on the phase of the fluid in the equipment. If liquid, skip to Line 15.	Liquid			
LIQUID RELEASE RATE					
15.	Use liquid release Equation 7.1 in Section 7.4 to calculate release rate. Enter rate. Go to Line 16.	0,277	4,44	71,03	1136,46
		lb/sec	lb/sec	lb/sec	lb/sec
Step II	DETERMINE RELEASE TYPE FOR EACH HOLE SIZE				
16.	Divide maximum permissible released inventory by the appropriate release rate = Line 2 / (Line 13, 14 or 15). Divide by 60 to get minutes. Enter value. This is the time required to deinventory, based on initial flow rates.	3008,42	187,69	11,73	0,733
		min	min	min	min
17.	Is flow rate (line 13, 14 or 15) times three minutes > 10,000 lbs.? If the answer is yes, circle "inst" for instantaneous. Otherwise, circle "cont" for continuous. Note that 1/4 in. Hole sizes are always "cont".	cont.	cont.	inst.	inst.
DETERMINATION OF PHASE AFTER RELEASE					
18.	Enter the boiling point of the fluid at atmospheric pressure, T _{NBP}	651			°F
19.	Use Table 7.5 to determine the phase of the fluid after the release.	Liquid			

	Enter the phase				
20.	Enter the initials of the circled terms in Lines 17 and 19. This the release type (i.e., IL for instantaneous liquid, etc.)	CL	CL	IL	IL
21.	Look at Line 5 and at Line 16. For each hole size, enter the lesser of the two. This is the release duration. For instantaneous, the duration is assumed to be 0. (Release duration at Line 5 is based on detection/isolation and at Line 16 is based on inventory / release rate.)	60	30	0	0
		min	min	min	min
DETERMINE OF INSTANTANEOUS RELEASE MASS					
22.	Enter the inventory of the equipment being evaluated from from Line 2a. This is the instantaneous release mass.	50.000			lbs

Tabel C.17 Perhitungan PoF *Process Piping* PL-117-A Diamter 4”

Part B	LIKELIHOOD / PROBABILITY ANALYSIS			
	Likehood Analysis is the product of several factors that can indicate likelihood of equipment failure			
Step I	TECHNICAL MODULES SUBFACTOR (See 8.3.1)			
	Screen to identify damage mechanisms. Use appropriate damage mechanism technical module (see Appendix B) to determine individual factors.			
	If no damage mechanisms are identified, then enter -2 as technical module subfactor (Line 11).			
1.	Identified damage mechanisms			
	1a. Thinning/Corrosion (Y/N)			Y
	1b. HTHA (Y/N)			N
	1c. SCC (Y/N)			N
Note : Items 2 through 7 are for according certain basic information applicable to the Technical Modules. Not all items are required by each module, and not all data required by each Technical Module are presented below.		1a	1b	1c
2.	Age of equipment in current service	1		
	2A. Estimated/measured corrosion rate	1,11		
	2B. Nelson Curve Temperature	-		

	2C. SCC Crack Size or Susceptibility	-		
3.	Calculate left column of Technical Module table	-		
4.	Determine inspection equivalents (H, U, F, P, I)	F		
	4a. Number of Inspections	2		
5.	Technical module subfactor from table (Table G-7).	170		
6.	Correction for overdesign (Table G-8).	1		
7.	Correction for highly reliable damage rate data (Table 8.3).	0,8		
8.	Corrected technical module subfactor	136	1	1
9.	Combined technical module subfactor	138		
10.	Likelihood category from Table B-6 of Appendix B	4		

Tabel C.18 Perhitungan Konsekuensi Kebakaran *Process Piping* PL-117-A Diamter 4”

Part C.1	FLAMMABLE CONSEQUENCE CALCULATIONS				
	Estimation of flammable consequences area for equipment and personnel due to an ignited release of hydrocarbon				
REPRESENTATIVE MATERIAL					
1.	Copy representative material (Line 1 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	C17 - C25			
HOLE SIZES--->		1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture
RELEASE TYPE					
2.	COPY RELEASE TYPE (Line 23 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	cont.	cont.	inst.	inst.
RELEASE RATE OR MASS					
3.	Copy the release rate or mass (Line 13 or 14 or 15 or 22 from Release Rate Calculation Workbook, Part A), depending on the type of release	0,277	4,44	71,03	1136,46
		lb or lb/min	lb or lb/min	lb or lb/min	lb or lb/min
DETECTION RATING					
4.	Copy Line 3 from Release Rate Worksheet (detection rating applicable to the detection systems present in the area).	B	B	B	B

ISOLATION RATING					
5.	Copy Line 4 from Release Rate Worksheet (isolation rating applicable to the isolation systems present in the area).	C	C	C	C
ADJUSTMENTS FOR FLAMMABLE EVENT MITIGATION					
6.	Look at Table 7.16 in Section 7 to adjust release rates or mass based on Line 4 and 5 above. Enter adjusted release rate or mass. For mitigation systems that reduce consequence area (firewater deluge system, monitors, or foam spray system), make adjustment on Line 9.	0,2493	3,996	63,927	1022,814
		lb or lb/min	lb or lb/min	lb or lb/min	lb or lb/min
EQUIPMENT DAMAGE AREA					
7.	Look at Equipment Damage equations in Consequenc Equation Tables 7.8 to 7.11 and replace "x" by adjusted release rate or mass (Line 6) in appropriate equations. (use the information in Lines 1, 2, and 3 to select the correct equation) Use Table 7.10 or 7.11 if the fluid is at 80°F above its auto ignition temperature, otherwise use Table 7.8 or 7.9.	5,73	69,58	4,84	60,3
		ft²	ft²	ft²	ft²
POTENTIAL FATALITIES AREAS					
8.	Look at Area of Potential Fatalities in Consequenc Equation Tables 7.10 to 7.13 and replace "x" by adjusted release rate or mass (Line 6) in appropriate	16,56	195,58	14,07	175,414

	equations. (use the information in Lines 1, 2, and 3 to select the correct equation) Use Table 7.10 or 7.11 if the fluid is at 80°F above its auto ignition temperature, otherwise use Table 7.8 or 7.9.				
CONSEQUENCE REDUCTION					
9.	If consequence can be reduce due to any of the mitigation systems in Table 7.16, Section 7.8, decrease Equipment Damage Area (Line 7) by recommended percentage. This is the <i>Equipment Damage Area</i> .--->	5,4435	66,101	4,598	57,285
		ft²	ft²	ft²	ft²
10.	If consequence can be reduced due to any of the mitigation systems in Table 7.16 of Section 7.8, decrease the unadjusted Area of Potential Fatalities (Line 8) by recommended percentage. This is the Area of Fatalities.--->	15,732	185,501	13,367	166,64
		ft²	ft²	ft²	ft²

Tabel C.19 Perhitungan Konsekuensi Keracunan *Process Piping* PL-117-A Diamter 4”

Part C.2	TOXIC CONSEQUENCE CALCULATIONS				
	Estimation of the toxic consequence area for a realease of HF or H2S				
1.	Copy material (Line 1 from Release Rate Calculation Workbook, Part A). Note : Look-up tables have only been developed for HF & H2S.	C17 - C25			
HOLE SIZES--->		1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture
2.	Copy release type (Line 20 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	CL	CL	IL	IL
3.	Copy the release rate (Line 13 or 14 or 15 from Release Rate Calculation Workbook, Part A). For "instantaneous," skip to Line 8.	0,2493	3,996	0	0
		lb/sec	lb/sec	lb/sec	lb/sec
4.	Copy release durations from Line 21 on Release Rate Worksheet.	60	30	0	0
		min	min	min	min
5.	For "continous," see Figure 7.5 (HF) or Figure 7.6 (H2S). Select the curve with a release duration that matches or exceeds the duration shown in Line 4 above up to 1 hour. Use the selected curve to find the consequence area corresponding to release rates given in Line 3.	0	0	0	0
		ft²	ft²	ft²	ft²

6.	For "instantaneous," enter total inventory released (Line 22 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	0	0	50.000	50.000
		lb	lb	lb	lb
7.	For "instantaneous," see Figure 7.8. Locate curve applicable to material selected. Enter consequence area for release mass given in Line 6.	0	0	0	0
		ft²	ft²	ft²	ft²
8.	Enter the results of either Line 5 or Line 7 in this line. This is the toxic consequence area	0	0	0	0
		ft²	ft²	ft²	ft²

Tabel C.20 Perhitungan Risiko *Process Piping* PL-117-A Diamter 4"

Part D	RISK CALCULATIONS				
	Risk cvalues for release scenario from a single piece of equipment				
	HOLE SIZES--->	1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture
1.	Enter the generic failure frequency by hole size from Table 8.1.	9,E-07	6,E-07	0,E+00	7,E-08
2.	Calculate Sum of Failure Frequencies	2,E-06			/yr
3.	Calculate fraction contribution of each hole size by dividing the hole size generic frequency by the sum of the generic frequencies.	0,57	0,38	0	0,045
		ft²	ft²	ft²	ft²
4.	Copy flammeable consequence results (Line 9 - Equipment Damage or Line 10--Area of Fatalities from Flammable Consequence Workbook, Part C.1)	15,732	185,801	0	166,64
		ft²	ft²	ft²	ft²
5.	Multiply each value in Line 4 by the corresponding fraction in Line 3.	8,97	70,6	0	7,49
		ft²	ft²	ft²	ft²
6.	Copy toxic consequence results (Line 8 from Toxic Consequence	0	0	0	0

	Workbook, Part C.2)				
		ft²	ft²	ft²	ft²
7.	Multiply each value in Line 46 by the corresponding fraction in Line 3.	0	0	0	0
		ft²	ft²	ft²	ft²
8.	Sum the values from Line 5. This is the Flammable Consequence area value.	87,06			ft²
9.	Sum the values from Line 7. This is the Toxic Consequence area value.	0			ft²
10.	Convert the value from either Line 7 or Line 8 to a category according to Appendix B. Table B-3. This is the Consequence Category.	B			
11.	Copy the Likelihood Category from Part B. Line 10 of this workbook.	4			
12.	Convert the catagories from Lines 10 and 11 to a risk category using Appendix B, Figure 2.	Medium Risk			

DAFTAR PUSTAKA

_____. 2000. *American Petroleum Institute (API) 581 Risk Based Inspection Base Resource Document*. Washington, D.C: API Publishing Services.

_____. 2002. *American Society of Mechanical Engineers (ASME) B31.3 Process Piping*. U.S.A.

_____. 2003. *American Petroleum Institute (API) 570 Piping Inspection Code*. Washington, D.C: API Publishing Services.

_____. 2003. *ASM Handbook Volume 13 A Corrosion: Fundamentals, Testing, and Protection*. USA : ASTM International.

_____. 2008. *American Petroleum Institute (API) 581 Risk Based Inspection Recommended Practice*. Washington, D.C: API Publishing Services.

Denny A. Jones . *Principle and prevention of corrosion* . New York

Fontana, Mars G. 1987. *Corrosion Engineering 3rd Edition*. New York : McGraw-Hill Book Company.

Frankel, Michael. 2002. *Facility Piping Systems Handbook*. New York : McGraw-Hill Book Company.

- Heidersbach, Robert. 2011. *Metallurgy and Corrosion Control in Oil and Gas Production*. New Jersey: John Wiley & Sons, Inc.
- Joki, R.R.. 2011. *Risk Assesment Pipa Gas (Piping) 6", 8", 12", 16", Dan 18" Terhadap Serangan Korosi Di Anjungan Lepas Pantai PT.X Dengan Meggunakan Metode Risk-Based Inspection (RBI)*. Jakarta : Universitas Indonesia.
- Karismawati, Intan. 2013. *Penilaian Risiko Dan Perencanaan Program Inspeksi Pada Pressure Vessel Dengan Menggunakan Metode Risk Based Inspection (RBI)*. Surabaya : ITS.
- Nayyar, Mohinder L.. 2000. *Piping Handbook*. New York : McGraw-Hill Book Company.
- Pierre, Roberge R. 2007. *Corrosion Inspection and Monitoring*. USA : John Wiley & Sons, Inc.
- Santos, J. L. 2008. *Quantitative Risk Analysis "Theory and Model"*. Portugal.
- Sulistijono . 1999. *Diktat Kuliah Korosi*. Surabaya: ITS.
- Tinambunan, James. 2013. *Analisis Resiko Pressure Vessel Dengan Risk Based Inspection API 581 dan Studi Eksperimental Karakteristik Korosi Bahan Shell Pressure Vessel Pada Media Gas H₂S di HESS (Indonesia Pangkah) Ltd*. Surabaya : Departemen Teknik Material dan Metalurgi FTI-ITS.

BIODATA PENULIS



Penulis bernama Eric Prasetyo, lahir di Jakarta, 12 November 1993. Penulis merupakan anak tunggal dari pasangan Darwin Budipurnama Widjaja dan Tjia Fai Jin. Penulis melakukan pendidikan formal dimulai dari SD Mogallana, SMP Mogallana, SMA Marsudirini Bekasi, dan sekarang di Jurusan Teknik Material dan Metalurgi FTI-ITS Surabaya mulai tahun 2011. Pada tahun 2011 hingga 2014 penulis aktif berorganisasi menjadi staf Pengembangan Sumber Daya Mahasiswa (PSDM) di Himpunan Mahasiswa Teknik Material dan Metalurgi (HMMT) FTI-ITS, staf Kementrian PSDM Badan Eksekutif Mahasiswa (BEM) ITS, Wakil Kepala Departemen 2 Departemen Pengembangan Sumber Daya Mahasiswa (PSDM) di Himpunan Mahasiswa Teknik Material dan Metalurgi (HMMT) FTI-ITS. Penulis melaksanakan kerja praktik di PT. Pertamina Hulu Energi *Offshore North West Java* (PHE ONWJ), dimana PT. PHE ONWJ adalah salah satu anak perusahaan PT. PERTAMINA yang bergerak di bidang hulu. Penulis mengambil studi mengenai tugas akhir pada bidang inspeksi tanpa merusak dan inspeksi berbasis resiko di Jurusan Teknik Material dan Metalurgi FTI-ITS. Penulis memiliki email dan nomor *handphone* yang dapat dihubungi, yaitu ericprasetyo93@gmail.com / 081905233999.